



Universidad
Carlos III de Madrid

TRABAJO DE FIN DE GRADO

**“Análisis Exergoeconómico de un Proceso de
Desalinización asistida por Energía Solar con
Descarga de Líquido Cero”**

Título: Análisis Exergoeconómico de un Proceso de Desalinización asistida por Energía Solar con Descarga de Líquido Cero

Autor: Joel Ularte Bautista

Director: Fontina Petrakopoulou-Robinson

TRIBUNAL

Presidente:

Vocal:

Secretario:

Realizado el acto de defensa y lectura del Proyecto Fin de Carrera el día 14 de julio de 2017 en Leganés, en la Escuela Politécnica Superior de la Universidad Carlos III de Madrid, acuerda otorgarle la CALIFICACIÓN de:

RESUMEN/ABSTRACT

El presente proyecto tiene por objetivo realizar un estudio de una nueva Tecnología aplicada como solución para conseguir la Descarga de Líquido Cero en las Plantas Desalinizadoras, y conseguir reducir el impacto medioambiental generada por la descarga de salmueras al medioambiente. Esta Tecnología, denominada Sol-Brine, hace uso de Energías Renovables para su funcionamiento, reduciendo de manera drástica las emisiones de CO₂ y los consumos energéticos, al disponer de un recurso natural como es la Energía Solar. La planta, localizada en la Isla Griega de Tinos, nace de la necesidad de hacer frente a la descarga de salmueras que tan perjudiciales son para el medioambiente. Se garantiza así la obtención de un producto final (sal) y agua para cultivos y consumo.

En la actualidad la Desalinización destaca como uno de los métodos más importantes para obtener agua potable, y reducir así los problemas asociados a la escasez de agua. Más aun, la Ósmosis Inversa es una de las tecnologías con mayor uso en la actualidad, debido a sus bajos consumos energéticos.

Para realizar el estudio, se ha procedido a realizar un análisis termodinámico de la Planta, así como un análisis exergoeconómico, aunando los conceptos de análisis económicos y termodinámicos. Este estudio permite analizar las eficiencias de dicha Planta.

This Project aims to make a detailed study of a new Technology, which is applied as a solution to achieve Zero Liquid Discharge, in Desalination Plants, in order to reduce the environmental impact, generated by the brine discharge.

This Technology, called Sol-Brine, uses Renewable Energies as resource, reducing CO₂ emissions and also, power consumptions, by having a natural resource, as the Solar Energy is.

The plant, located in the Greek Island of Tinos, was developed because of the desire to struggle the brine discharge, that is so harmful to the environment. It ensures obtaining an end product (salt) and also water for consumption and irrigation.

Nowadays, Desalination is one of the most important methods to obtain Water, and to reduce problems related with water scarcity. Moreover, Reverse Osmosis is one of the most important technologies in Desalination field, because of its low energy consumptions.

To make the study, a thermodynamic analysis and an exergoeconomic analysis have been carried out, in order to get to know to the efficiencies of the Plant.

NOMENCLATURA

Símbolos

Δh	Variación de entalpía (kJ/kg)
A	Valor anualizado
c_{pi}	Concentración de permeado (%)
c_{ri}	Concentración de rechazo (%)
c	Coste por unidad de exergía (€/MJ)
\dot{C}	Coste exergético asociado a corriente exergética (€/h)
C_p	Calor específico (kJ/kgK)
\dot{E}	Corriente Exergética (kW)
E _{pe}	Elevación del punto de ebullición (°C)
F	Caudal de alimentación al evaporador (kg/d)
f	Factor exergoeconómico (%)
H_v	Entalpía de vapor (kJ/kg)
i_{eff}	Tasa de descuento (%)
L	Flujo másico de concentrado en evaporador (kg/d)
\dot{m}	Flujo másico (kg/d)
Q	Energía (J ; kW)
S	Vapor entrante al evaporador (kg/d)
T_s	Temperatura de saturación (°C)
V	Vapor generado en el evaporador (kg/d)
\dot{W}_{prin}	Consumo en las bombas de Ósmosis (kWh/m ³)
Y	Ratio de conversión de OI
\dot{Z}	Costes anuales no exergéticos (€/h)

Subíndices

D Destrucción (exergía)

F Fuel

P Producto

Superíndices

Física Asociado a exergía física

Química Asociado a exergía química

Abreviaciones

CD Costes directos

CELF Cost Escalation Levelization factor

CEPCI Chemical Engineering Plant Cost Index

CF Coste Fijo anual

CI Costes indirectos

CRF Capital Recovery factor

PEC Purchase Equipment Cost

TI Capital total de inversión

Simbología Griega

ε Eficiencia exergética

ρ Densidad (kg/m³)

λ Calor latente de evaporación (kJ/kg)

TABLA DE CONTENIDO	
RESUMEN	3
NOMENCLATURA	4
INDICE DE FIGURAS.....	7
INDICE DE TABLAS	10
PREFACIO	11
I INTRODUCCIÓN	12
II METODOLOGÍA Y OBJETIVOS	12
AGRADECIMIENTOS	13
CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN.....	14
1.1 INTRODUCCIÓN.....	15
1.2 LA DESALINIZACIÓN.....	19
CAPÍTULO 2: ESTADO DEL ARTE	23
2.1 ESTADO DEL ARTE	24
2.2 LA DESALINIZACIÓN: ÓSMOSIS INVERSA.....	40
2.3.LA TECNOLOGÍA SOL-BRINE	56
CAPÍTULO 3: METODOLOGÍA	65
3.1. LA EXERGÍA.....	66
3.2. TERMOECONOMÍA.....	72
CAPÍTULO 4: RESULTADOS	75
4.1: ANÁLISIS TERMODINÁMICO	76
4.2 ANÁLISIS EXERGÉTICO	102
4.3. ANÁLISIS ECONÓMICO	115
4.4. ANÁLISIS EXERGO-OECONÓMICO	125
CAPÍTULO 5: CONSIDERACIONES FINALES Y CONCLUSIONES.....	137
ANEXO 1.....	142
ANEXO 2.....	144
BIBLIOGRAFÍA.....	149

ÍNDICE DE FIGURAS

ILUSTRACIÓN 1 EL AGUA EN EL MUNDO. FUENTE: ELABORACIÓN PROPIA.....	15
ILUSTRACIÓN 2 ESCASEZ DEL AGUA. FUENTE: INFORME NACIONES UNIDAS SOBRE RECURSOS HÍDRICOS EN EL MUNDO EN 2016	16
ILUSTRACIÓN 3 PORCENTAJE DE POBLACIÓN CON ACCESO A FUENTES MEJORADAS. ELABORACIÓN PROPIA. FUENTE: OMS.....	16
ILUSTRACIÓN 4: ESQUEMA DE FUNCIONAMIENTO. ELABORACIÓN PROPIA FUENTE: (CONVERSION ET AL., N.D.)	21
ILUSTRACIÓN 5. DESALINIZACIÓN SEGÚN TECNOLOGÍAS. FUENTE: (GUDE 2016).....	22
ILUSTRACIÓN 6. DISTINTOS PROCESOS DE DESALINIZACIÓN. FUENTE: (XEVGENOS ET AL. 2014)	24
ILUSTRACIÓN 7. ESQUEMA MSF. FUENTE: (ECOAGUA INGENIEROS, 2009)	25
ILUSTRACIÓN 8. ESQUEMA FUNCIONAMIENTO MED. FUENTE: ECOAGUA.....	27
ILUSTRACIÓN 9. ESQUEMA MVC. FUENTE. ECOAGUA.....	28
ILUSTRACIÓN 10. ESQUEMA DE FUNCIONAMIENTO TVC. FUENTE: (HAMED ET AL. 1996)	28
ILUSTRACIÓN 11. ESQUEMA DE FUNCIONAMIENTO DE LA CRISTALIZACIÓN: ADAPTACIÓN. FUENTE: (DESALINIZACION AND AGUA 2008)	29
ILUSTRACIÓN 12. PRINCIPIO ÓSMOSIS Y ÓSMOSIS INVERSA. FUENTE: ECOAGUA	30
ILUSTRACIÓN 13 ESQUEMA FUNCIONAMIENTO OSMOSIS INVERSA. FUENTE: ECOAGUA.....	31
ILUSTRACIÓN 14 ESQUEMA DE FUNCIONAMIENTO DE ED. FUENTE: (URRUTIA 2005)	32
ILUSTRACIÓN 15 POSIBILIDADES DE UTILIZACIÓN DE LAS ENERGÍAS RENOVABLES. FUENTE: (GUDE, NIRMALAKHANDAN, AND DENG 2010)	33
ILUSTRACIÓN 16 TIPO DE DESTILADORES SOLARES. FUENTE:(MOYA 1997)	34
ILUSTRACIÓN 17 TIPOS DE MEMBRANA. ELABORACIÓN PROPIA	35
ILUSTRACIÓN 18 ESQUEMA FUNCIONAMIENTO PLANTA MED-SOLAR. FUENTE: (MOYA 1997)	36
ILUSTRACIÓN 19 TIPOS DE RECEPTORES SOLARES. FUENTE: (GREENPEACE 2009)	37
ILUSTRACIÓN 20 ACOPLAMIENTO ENTRE ÓSMOSIS INVERSA Y ENERGÍA FOTOVOLTAICA. FUENTE:(MOYA 1997)	38
ILUSTRACIÓN 21 PLANTA DE ÓSMOSIS INVERSA CON ACOPLA DE PLACAS FOTOVOLTAICAS EN TÚNEZ. (CAPACIDAD DE 2100 L /H).	38
ILUSTRACIÓN 22 COMBINACIONES DE E.R CON TECNOLOGÍAS CONVENCIONALES. FUENTE: (PAPAPETROU, WIEGHAUS, AND BIERCAMP 2010)	39
ILUSTRACIÓN 23 ÓSMOSIS INVERSA. FUENTE: (MARIA ET AL. 2009)	40
ILUSTRACIÓN 24 CONFIGURACIÓN DE MEMBRANA TUBULAR. FUENTE:.....	41
ILUSTRACIÓN 25 MEMBRANA DE FIBRA HUECA	41
ILUSTRACIÓN 26 ARROLLAMIENTO EN ESPIRAL	41
ILUSTRACIÓN 27 CAUDAL A TRAVÉS DE LA MEMBRANA	42
ILUSTRACIÓN 28 MEZCLADOR DE FLOCULANTE. FUENTE: EOI	43
ILUSTRACIÓN 29 SISTEMAS DE AIREACIÓN DE XYLEM. A LA IZQUIERDA PARRILLA DIFUSORA; A LA DERECHA SISTEMAS DE AIREACIÓN POR MEMBRANA, DE BURBUJA GRUESA Y BURBUJA FINA. FUENTE: XYLEM.....	44
ILUSTRACIÓN 30 SISTEMAS DE AIREACIÓN. FUENTE: XYLEM	45
ILUSTRACIÓN 31 SISTEMA DE AIREACIÓN MECÁNICA. FUENTE: XYLEM.....	45
ILUSTRACIÓN 32 FILTROS DE ANILLAS Y FUNCIONAMIENTO. FUENTE: STF FILTROS	45
ILUSTRACIÓN 33 FILTRO DE CARTUCHO AUTO-LIMPIANTE. FUENTE: EUSPRAY	46
ILUSTRACIÓN 34 TAMAÑOS DE PORO EN FILTRACIÓN. FUENTE: OXIDINE	46
ILUSTRACIÓN 35 DETALLE DE LAS FIBRAS EN MEMBRANAS DE ULTRAFILTRACIÓN. FUENTE: ELESSIA	47
ILUSTRACIÓN 36 MÓDULO DE ULTRAFILTRACIÓN. FUENTE: HYDRANAUTICS.....	47
ILUSTRACIÓN 37 BOMBA CENTRÍFUGA. FUENTE: INTERCAL	48
ILUSTRACIÓN 38 BOMBA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO. FUENTE: GUNT	48
ILUSTRACIÓN 39 BASTIDORES DE MÓDULOS DE ÓSMOSIS INVERSA. FUENTE: ABENGOA WATER	49
ILUSTRACIÓN 40 CONFIGURACIONES DE OSMOSIS INVERSA.....	50
ILUSTRACIÓN 41. CONFIGURACIÓN EN VARIOS PASOS	50

ILUSTRACIÓN 42 BALANCE DE MATERIA. ELABORACIÓN PROPIA	51
ILUSTRACIÓN 43 TURBINA PELTON ACOPLADA A ÓSMOSIS INVERSA.....	53
ILUSTRACIÓN 44 ACOPLAMIENTO DEL SISTEMA ERI A LAS PLANTAS DE ÓSMOSIS INVERSA. FUENTE: ENERGY RECOVERY	53
ILUSTRACIÓN 45 ACOPLE ERI EN ÓSMOSIS INVERSA. ELABORACIÓN PROPIA	54
ILUSTRACIÓN 46 PLANTA DE ÓSMOSIS INVERSA	55
ILUSTRACIÓN 47 PLANTA DESALINIZADORA EN ADELAIDA (AUSTRALIA). TECNOLOGÍA: ÓSMOSIS INVERSA. CAPACIDAD: 300.000 M ³ /D. FUENTE: ACCIONA	56
ILUSTRACIÓN 48 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA SOL BRINE	62
ILUSTRACIÓN 49 ESQUEMA SOL-BRINE. A) EVAPORADOR. B) CRISTALIZADOR. C) SECADOR D) COLECTORES. FUENTE: (CULLIGAN 2012)	63
ILUSTRACIÓN 50 DATOS DE LUZ SOLAR EN TÍNOS	63
ILUSTRACIÓN 51 RADIACIÓN NORMAL DIRECTA EN GRECIA.....	64
ILUSTRACIÓN 52. VOLUMEN DE CONTROL DE UN SISTEMA. ELABORACIÓN PROPIA	66
ILUSTRACIÓN 53 BALANCE EXERGÉTICO. FUENTE: (DOCTORAL 2004)	68
ILUSTRACIÓN 54. CORRIENTES DE FUEL Y PRODUCTO EN UN COMPONENTE. FUENTE: TSATSARONIS. ELABORACIÓN PROPIA	70
ILUSTRACIÓN 55 BALANCE EXERGOECONÓMICO.....	72
ILUSTRACIÓN 56. ESQUEMA ÓSMOSIS INVERSA	76
ILUSTRACIÓN 57. COMPOSICIÓN DEL AGUA DE MAR.....	77
ILUSTRACIÓN 58 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN CON IMS DESIGN. FUENTE: HYDRANAUTICS	79
ILUSTRACIÓN 59 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN CON IMS DESIGN. FUENTE: HYDRANAUTICS	80
ILUSTRACIÓN 60 EVOLUCIÓN DEL CONSUMO DEL MÓDULO DE ÓSMOSIS INVERSA	83
ILUSTRACIÓN 61. ESQUEMA DEL MÓDULO DE ÓSMOSIS INVERSA CON ERI ACOPLADO. ELABORACIÓN PROPIA	84
ILUSTRACIÓN 62 ESQUEMA DEL MÓDULO DE ÓSMOSIS INVERSA CON ERI ACOPLADO. CAUDALES. ELABORACIÓN PROPIA	85
ILUSTRACIÓN 63. RESULTADOS DE SIMULACIÓN CON IMS DESIGN.....	86
ILUSTRACIÓN 64 COMPARACIÓN DE CONSUMOS ENTRE CONFIGURACIÓN BÁSICA Y ACOPLE CON ERI	88
ILUSTRACIÓN 65. ESQUEMA MÓDULO EVAPORADOR. ELABORACIÓN PROPIA	89
ILUSTRACIÓN 66 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR TÍPICOS EN EVAPORADORES. FUENTE. GEANKOPOLIS	90
ILUSTRACIÓN 67 DIAGRAMA DE DÜHRING PARA NaCl. FUENTE : (RATCLIFF, 1957)	91
ILUSTRACIÓN 68 EVAPORADOR DE DOBLE EFECTO.....	91
ILUSTRACIÓN 69 CRISTALIZADOR INSTALADO EN SOL-BRINE. FUENTE: SOL BRINE.....	97
ILUSTRACIÓN 70 ESQUEMA MÓDULO CRISTALIZADOR.....	97
ILUSTRACIÓN 71 BALANCE DE MATERIA EN EL MÓDULO CRISTALIZADOR. FUENTE: ELABORACIÓN PROPIA..	99
ILUSTRACIÓN 72 SECADOR SOLAR INSTALADO EN SOL-BRINE	101
ILUSTRACIÓN 73 ESQUEMA COMPLETO ÓSMOSIS INVERSA + SOL-BRINE. REPRESENTACIÓN DE LAS CORRIENTES. ELABORACIÓN PROPIA	103
ILUSTRACIÓN 74 VOLUMEN DE CONTROL PARA ÓSMOSIS INVERSA	106
ILUSTRACIÓN 75 VOLUMEN DE CONTROL PARA MEMBRANAS DE ÓSMOSIS INVERSA.....	107
ILUSTRACIÓN 76 VOLUMEN DE CONTROL PARA ERI	107
ILUSTRACIÓN 77 VOLUMEN DE CONTROL PARA BOMBA HPP.....	107
ILUSTRACIÓN 78 VOLUMEN DE CONTROL PARA BOMBA BOOSTER	108
ILUSTRACIÓN 79 VOLUMEN DE CONTROL PARA EVAPORADOR	109
ILUSTRACIÓN 80 VOLUMEN DE CONTROL PARA CRISTALIZADOR.....	109
ILUSTRACIÓN 81 VOLUMEN DE CONTROL PARA SECADOR.....	110
ILUSTRACIÓN 82 VOLUMEN DE CONTROL PARA COLECTORES SOLARES	111
ILUSTRACIÓN 83 PARÁMETROS DE COLECTORES. FUENTE:(EPRI 1997)	111
ILUSTRACIÓN 84. VOLUMEN DE CONTROL PARA PLACAS FOTOVOLTAICAS	112
ILUSTRACIÓN 85 VALORES DE EFICIENCIAS, EXERGÍA DESTRUIDA, EXERGÍA DE PRODUCTO Y EXERGÍA FUEL. ELABORACIÓN PROPIA	114

ILUSTRACIÓN 86 COSTES DE INVERSIÓN EN DIVERSAS PLANTAS DE GRECIA. FUENTE: (ZOTALIS ET AL. 2014) 123

ILUSTRACIÓN 87. COSTE ELECTRICIDAD. FUENTE: [HTTP://EC.EUROPA.EU/EUROSTAT/STATISTICS-EXPLAINED/IMAGES/D/DD/HALF-YEARLY_ELECTRICITY_PRICES_%28EUR%29.PNG](http://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/images/d/dd/half-yearly_electricity_prices_%28eur%29.png) 126

ILUSTRACIÓN 88 BALANCE EN COLECTORES 127

ILUSTRACIÓN 89 BALANCE EN PLACAS 128

ILUSTRACIÓN 90. RESULTADOS POR COMPONENTE 136

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1. EVOLUCIÓN DE LA POBLACIÓN MUNDIAL.....	17
TABLA 2. CONCENTRACIONES EN LOS DISTINTOS OCÉANOS Y MARES.....	19
TABLA 3. COMPARACIÓN ENTRE TECNOLOGÍAS. FUENTE: (CENTER, 2005) (AQUA-CSP PROJECT, 2007)	32
TABLA 4. IMPACTOS ASOCIADOS A LAS PLANTAS DESALADORAS.....	57
TABLA 5 TÉCNICAS DE VERTIDOS DE SALMUERAS	60
TABLA 6. RESULTADOS DE CONCENTRACIONES MEDIANTE HOJA DE CÁLCULO. ELABORACIÓN PROPIA	78
TABLA 7. TABLA COMPARATIVA DE VALORES DE TDS Y CAUDALES, EMPLEANDO IMS DESIGN Y HOJA DE CÁLCULO	80
TABLA 8. ENTALPÍAS OBTENIDAS MEDIANTE MATLAB (FUNCIONES SEAWATER)	87
TABLA 9. CALORES ESPECÍFICOS OBTENIDOS MEDIANTE MATLAB	94
TABLA 10. ENTALPÍAS OBTENIDAS MEDIANTE MATLAB	99
TABLA 11. RESUMEN DE EXERGÍAS EN CADA CORRIENTE.....	104
TABLA 12. DEFINICIONES DE FUEL Y PRODUCTO PARA CADA MÓDULO.....	105
TABLA 13. FUEL Y PRODUCTO PARA LA PLANTA GLOBAL.....	113
TABLA 14. EXERGÍAS DE FUEL, PRODUCTO Y DESTRUCCIÓN.....	113
TABLA 15. RESULTADOS OBTENIDOS EN CADA CORRIENTE (COSTES).....	130
TABLA 16. RESULTADOS POR COMPONENTE. COSTES DE DESTRUCCIÓN, COSTES DE FUEL, PRODUCTO, COSTES FIJOS, FACTOR EXERGOECONÓMICO Y DIFERENCIA DE COSTES	136

PREFACIO

I. INTRODUCCIÓN

El presente proyecto se ha realizado con el objetivo de analizar (aunando los conceptos de termodinámica, con los conceptos exergéticos) una tecnología con amplio margen de proyección en el campo de la Desalinización. La Tecnología Sol-Brine nace como respuesta a la problemática asociada a los vertidos de salmuera procedentes de plantas desalinizadoras, que tan perjudiciales son para el medio ambiente.

El campo de las Energías Renovables cobra una importancia capital, debida a su gran disposición como recurso inagotable; y en contraposición a los combustibles fósiles, los cuales son los principales causantes del Cambio climático,

La gran reducción en lo que respecta a las emisiones de CO₂; la Descarga de Líquido 0, y la posibilidad de obtener un producto final, hacen que esta Tecnología deba ser analizada con especial interés.

II. METODOLOGÍA Y OBJETIVOS

EL objetivo del presente proyecto es familiarizarse con los conceptos de Exergía. Un análisis de gran valor que, junto a los análisis termodinámicos, permiten obtener e identificar, las eficiencias (e ineficiencias) de un sistema. Además, se emplean, bajo este contexto, los principios de Termoeconomía (Análisis exergoeconómico), combinando la teoría de la economía con la termodinámica.

Para llevar a cabo el presente Proyecto, se realizará en primera instancia, un repaso al Estado del Arte actual en el campo de la Desalinización (Capítulos 1 y 2). Tras ello se expondrá la metodología empleada (Capítulo 3), además del marco regulador (ver pág. 61) en el que se enmarca la misma; presentado los resultados en el Capítulo 4, tanto los resultados termodinámicos como Exergéticos y Exergoeconómicos, así como el impacto económico.

En el último Capítulo se expondrán las conclusiones obtenidas.

AGRADECIMIENTOS

Quisiera aprovechar este párrafo para agradecer la oportunidad que me ha brindado D^a Fontina Petrakopoulou, a la hora de realizar el presente trabajo. Gracias por tu paciencia y comprensión.

A todos los Docentes que he tenido el placer de conocer a lo largo de mi estancia en la Universidad; gracias por formarme como persona.

A mis compañeros de Universidad, por haber hecho de esta etapa un recuerdo memorable.

A mis padres, por darme todo cuanto habéis tenido. A ti Mamá, por nunca darte por vencida, y enseñarme a luchar contra las adversidades. A mi hermana, por comprenderme.

A Fernando y Minuca, por haberme hecho llegar donde estoy.

A mis amigos, por ser la familia que he tenido siempre detrás.

A ti Julián, allá donde estés, gracias por enseñarme a enseñar.

A Paloma, por apoyarme todos y cada uno de los días.

A todas las personas que, directa o indirectamente habéis estado ahí, de corazón, gracias.

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

1.1. INTRODUCCIÓN

El Agua es un bien escaso, y es por ello que, a día de hoy, toman gran importancia las innovaciones, así como el desarrollo, e investigación en todas las técnicas, permitan la obtención de un bien tan simple y a la vez tan preciado.

Aproximadamente un 97% del agua de la tierra es agua de mar (Khawaji, Kutubkhanah, and Wie 2008); mientras que el agua fresca, aquella que consideramos apta para el consumo humano, supone un 2.5% del total en toda la superficie terrestre (Zhou et al. 2015); De este porcentaje de agua fresca (dulce), la mayor parte se distribuye en glaciares (68,7%) así como en acuíferos (30%), mientras que el resto se encuentra en ríos y lagos (0,3%),



ILUSTRACIÓN 1 El agua en el mundo. Fuente: elaboración propia

Atendiendo a dichos datos, se observa que, las fuentes de agua potable en el Mundo son una pequeña parte comparada con el agua presente en los Océanos. Esto significa que las fuentes de agua potable naturales se encuentran en lugares muy limitados y no accesibles a toda la población (ríos, lagos, etc.), y es por ello que el tratamiento del agua de mar para la obtención de aguas aptas para el consumo se convierte a día de hoy en uno de los métodos más significativos y de vital importancia para el desarrollo de las poblaciones, tanto a nivel económico como social.

Acorde al informe de “Naciones Unidas sobre el Desarrollo de los Recursos Hídricos en el Mundo en 2016” (Ambientales 2011) la escasez de agua se distribuye de la siguiente manera:

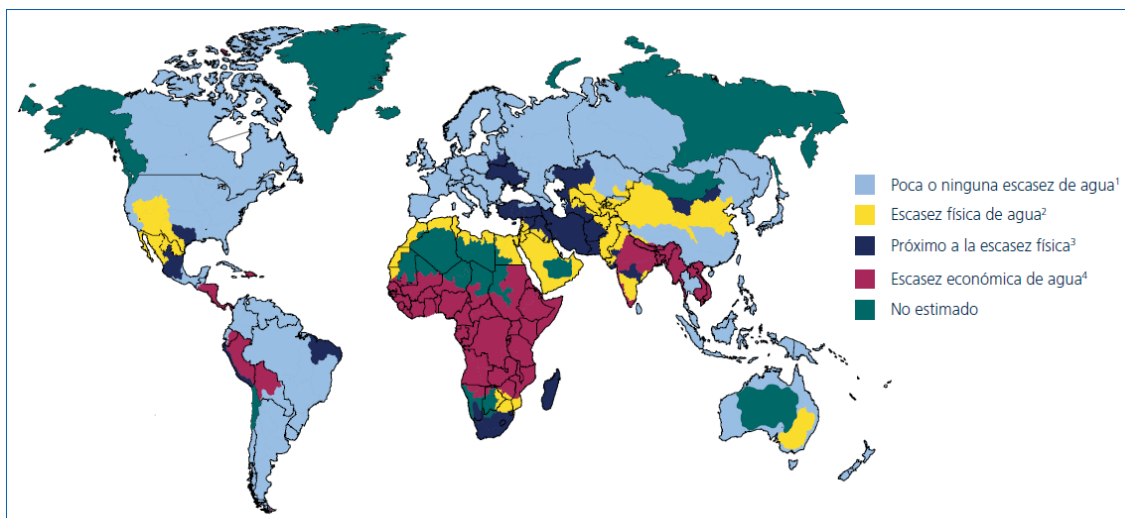


ILUSTRACIÓN 2 Escasez del agua. Fuente: Informe Naciones Unidas sobre Recursos Hídricos en el mundo en 2016

A pesar de gran parte de la población no sufre las consecuencias de la escasez de agua, aún en gran parte de zonas, como África, Asia Meridional, si existen estos problemas. Además de ello, según los estudios anuales realizados por la OMS (World Health Organization (WHO) 2014), uno de los factores de riesgo asociados a la mortalidad, está en estrecha relación con el consumo de agua no potable, sobre todo en aquellas zonas en las que el acceso a la misma, debido a sus condiciones inherentes, es de elevada dificultad. Estos datos se recogen en la siguiente gráfica:

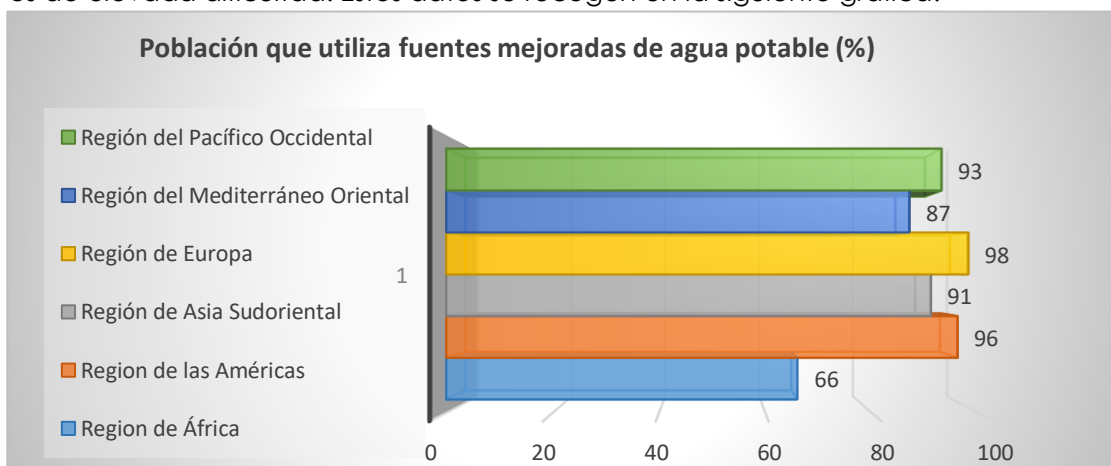


ILUSTRACIÓN 3 Porcentaje de población con acceso a fuentes mejoradas. Elaboración propia. Fuente: OMS

Estudiando estos datos estadísticos, y según el informe del Programa Conjunto del Monitoreo, llevado a cabo por la OMS y UNICEF (OMS 2015) podemos concluir que, aunque el reto de llevar fuentes mejoradas de agua potable a la mayoría de la población se superó con respecto a 1990 (76% frente al 90% en 2012), aún existen poblaciones en las cuales el acceso a estos medios es precario y dificultoso. Esto es, se encuentran en condiciones que limitan su calidad de vida y por tanto su tasa de mortalidad y natalidad.

La mayor de las diferencias se encuentra entre las zonas urbanas y las zonas rurales, siendo el acceso en las primeras del 96%, frente al 84% de la población de las segundas. Estas áreas se concentran principalmente en zonas de África subsahariana (319 millones sin acceso a estas fuentes) y del Asia Meridional (~270 millones). Además, según estimaciones la población mundial alcanzará los 9000 millones de personas en 2050 (Melrose, Perroy, and Careas 2015), esto es, un crecimiento de en torno a 2000 millones respecto a 2015.

TABLA 1. Evolución de la Población Mundial

Área	Población (Millones)			
	Año 2015	Año 2030	Año 2050	Año 2100
Mundo	7349	8501	9725	11213
África	1186	1679	2478	4387
Asia	4393	4923	5267	4889
Europa	738	734	707	646
América Latina y Caribe	634	721	784	721
Norte América	358	396	433	500
Oceanía	39	47	57	71

Estos índices de crecimiento de la población inciden directamente en el consumo de recursos, que se verá necesariamente afectado, incrementándose de gran manera.

Si se añaden a estos problemas, los inevitables impactos medioambientales del cambio climático (aumento de temperaturas, elevación del nivel del mar, derretimiento de los polos, etc.), que repercuten en los sistemas de agua, la calidad de las mismas, etc. (p.ej.: contaminación de los suministros de agua) (Organización Mundial de la Salud OMS 2003), la población será más vulnerable a enfermedades provenientes de estas fuentes: tales como bacterias, diarreas, etc. (Who 2007).

Acorde a los informes realizados por el IPCC (grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático), los recursos hídricos disminuirán en valores cercanos al 20%, por cada grado de incremento de la temperatura. (Working Groups I 2014; Ambientales 2011). Esta disminución de recursos será más notable en aquellas zonas áridas y zonas tropicales. Además, tal diversidad de factores (crecimiento de población, cambio climático, etc.), afectan de manera severa sobre todo a aquellas poblaciones que no disponen aún de estos sistemas, capaces de otorgar un agua de calidad, y apta para el consumo. Por todo lo mencionado con anterioridad, tecnologías como la Desalinización, que permiten el tratamiento de aguas para la obtención de agua potable (WHO 2007) son de gran interés y disponen aún de un amplio margen de mejora, sobre todo en el campo de las energías Renovables y su integración con tecnologías convencionales, tal como expone Gude. (Gude, Nirmalakhandan, and Deng 2010).

Conseguir la evolución y desarrollo en términos de eficiencia en todas estas técnicas (Desalinización), permitirá, por un lado, la reducción de costes de las mismas, (acorde al trabajo de Gude (Gude 2016)), y, por consiguiente, permitir instalar dichas Plantas en aquellos países, que debido a su localización, recursos y climatología, disponen de una elevada dificultad para la obtención y abastecimiento de agua potable; y, por otro lado, la obtención de un agua de mayor calidad, lo que repercutirá directamente en factores relacionados con la salud, entre otros.

La Desalinización cobra cada vez más fuerza, como uno de los medios más demandados por los países, para el tratamiento del agua y la obtención de producto apto consumo. A día de hoy existen más de 23000 plantas desalinizadoras alrededor del mundo, y en más de 150 países, acorde al trabajo de Allen House (House, Listons, and Road 2015).

La importancia de la Desalinización nace en el ahorro que supone en cuanto aprovechamiento del agua; además de permitir explotar un recurso como es el agua de mar para poder abastecer a gran parte de la población. Su importancia se asocia tanto al consumo humano como a la industria agrícola y el regadío. La innovación y desarrollo en este campo permitirá la gestión de los recursos hídricos del planeta.

Por todo ello, el presente proyecto tiene como objetivo acercar el estudio a una tecnología (Desalinización) que sufre continuas evoluciones en materias de eficiencia, y que permite abastecer a gran parte de la población que sufre la escasez de un recurso tan básico como es el agua. Entender las demandas de los países y hacer frente a los problemas derivados de la gestión de los recursos hídricos. Además de ello, la importancia de la adaptación a las nuevas tendencias energéticas (Energías Renovables) permitirá mejorar la calidad de dichos sistemas, y satisfacer las necesidades, siendo capaces de optimizar recursos y aportar un agua de calidad para la población.

1.2. LA DESALINIZACIÓN:

La Desalinización se nutre tanto de agua de mar como de aguas salobres, siendo estas las fuentes de alimentación de las plantas Desalinizadoras; además de aguas con exceso de iones. El agua de mar (Seawater) está conformada por iones de Sodio (Na), Calcio (Ca), Potasio (K), Magnesio (Mg), Cloro (Cl). Además, se caracteriza por la presencia del total de sólidos disueltos (TDS), y por el total de sólidos en suspensión (TSS). Los sólidos disueltos (total sólidos disueltos, TDS), están compuestos por moléculas orgánicas, inorgánicas e iones y son una medida de la calidad del agua y su presencia se mide en ppm (partículas por millón). La Desalinización se centra en conseguir retirar estos sólidos en la mayor medida posible.

Aguas como la del Golfo Pérsico presentan altos porcentajes de Sólidos Disueltos, situándose en los 45000 ppm; otros casos destacables son el Mar Muerto con valores de 250000 ppm, o el lago Mono en California con 100000 ppm

TABLA 2. Concentraciones en los distintos océanos y mares Fuente: (WHO, 2007)

Constituyente	Agua de Mar	Mediterráneo Este	Golfo arábico en Kuwait	Mar Rojo
Cloro Cl^-	18980	21200	23000	22219
Sodio Na^+	10556	11800	15850	14255
Sulfato SO_4^{2-}	2649	2950	3200	3078
Magnesio Mg^{2+}	1262	1403	1765	742
Calcio Ca^{2+}	400	423	500	225
Potasio K^+	380	463	460	210
Bicarbonato HCO_3^-	140	-	142	146
Estroncio Sr^{2+}	13	-	-	-
Bromo Br^-	65	155	80	72
Ácido Bórico H_3BO_3	26	72	-	-
Flúor F^-	1	-	-	-
Silicio SiO_3^{2-}	1	-	1,5	-
Yodo I^-	<1	2	-	-
Otro	1	-	-	-
TDS (total de sólidos disueltos)	34483	38600	45000	41000

Así pues, se pueden diferenciar distintos tipos de agua según su salinidad y composición (Conversion et al., 2002), distinguiendo aguas de mar, aguas salobres:

- **Agua potable (Agua Dulce)**, aquella que se considera apta para el consumo. La salinidad de esta agua varía entre 5 y 1000 ppm (partículas por millón, lo cual supone un 0,0005% y un 0,1%).
- **Agua Salobre (Brackish water)**, entre 1000 y 3000 ppm. Este tipo de agua está asociada a acuíferos que están en contacto con el mar. Esta agua tiene un uso estandarizado en riegos y en industria. Y además se suele utilizar como fuente de alimentación en Plantas Desalinizadoras.
- **Agua de Mar**: Alcanzan los 34000 ppm (3,4%).
- **Salmuera (Brine)**: Superan los 34000 ppm y suponen un alto riesgo para el medio-ambiente, así como en el consumo.

El punto de ebullición del agua (100°C, y 1 atmósfera) depende en gran medida de la concentración de soluto presente en la misma. A medida que se incrementa esta concentración, así lo hace el punto de ebullición. Por el contrario, una disminución en la presión tiene como consecuencia la disminución en el punto de ebullición. El calor

latente de vaporización (calor necesario para que se produzca el cambio de fase, de estado líquido a estado vapor) se establece en 2256 Kj / Kg a 100°C. Por ello, estas propiedades han de tenerse en cuenta a la hora del diseño para las tecnologías apropiada

El agua utilizada en los procesos de Desalinización tiene diversidad de orígenes, entre los que destacan las aguas de mar, las aguas salobres y las aguas con exceso de concentración de iones. En lo respectivo al agua de mar, esta tiene diversidad de concentraciones, según el área geográfica en la que se encuentre. Zonas con climas cálidos como en el Mediterráneo, el agua de mar posee una mayor concentración; por el contrario, zonas como el mar Báltico, que disponen de varias vertientes, tienen aguas de menor concentración. Además de las propias concentraciones de sales inorgánicas, el agua marina se ve afectada por contaminantes de diversa índole. Entre ellos, destacan hidrocarburos (vertidos derivados de actividades en puertos, por ejemplo), metales pesados, sustancias sólidas, etc. Este factor, se debe tener en cuenta a la hora de situar las Plantas Desalinizadoras, puesto que, según la zona geográfica y debido a las distintas corrientes y efluentes, las áreas estarán en mayor o menor medida en contacto con los citados contaminantes. Por otro lado, en referencia al agua salobre, ésta se obtiene de acuíferos, aunque también pueden provenir de zonas superficiales. Destacan por su alto contenido de sales minerales, además de coloides, hierro etc. compuestos que generan numerosos problemas por estar asociados con el ensuciamiento de membranas. Las aguas salobres de origen superficial poseen un mayor porcentaje de TDS.

En tanto en cuanto a la captación del agua para la Desalinización, se pueden diferenciar dos tipos: captación de toma abierta y captación de toma cerrada. La diferencia entre ambas, es, que la captación cerrada dispone de una mejor filtración debido al propio terreno además de tener una menor actividad biológica que las captaciones abiertas, además de poseer una menor actividad orgánica. Por el contrario, la captación abierta puede poseer más contaminantes, además de una mayor variedad en la composición química.

Principios de la Desalinización

La Desalinización se basa en el principio de la separación de agua de mar para la obtención de agua fresca. Este proceso se lleva a cabo en las plantas Desalinizadoras.

Una corriente de alimentación ("Feeding Water") procedente del mar o bien de agua salobre, es tratada en la unidad de separación, y mediante una serie de procesos (térmicos, mecánicos o eléctricos) y la aplicación de energía, permite obtener dos corrientes: agua fresca (producto) y salmuera.

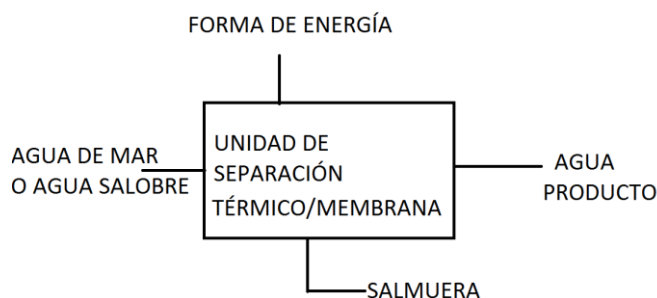


ILUSTRACIÓN 4: Esquema de funcionamiento. Elaboración propia Fuente: (Covernion et al., n.d.)

Se puede definir el Agua Producto obtenido, como "permeado", y la Salmuera como "rechazo"; siendo el agua de mar o el agua salobre, la "alimentación" de la Planta. Estos términos serán necesarios para los cálculos posteriores.

Las primeras Plantas Desalinizadoras se comenzaron a construir en los años 60. En los primeros años las tecnologías eran inicialmente costosas y hacían uso de una elevada cantidad de energía, como menciona Gude (Gude 2016). En aquella década (1960) la producción se estimaba en torno a los mil metros cúbicos al día; y en los últimos años de esta década alrededor de los 8 mil metros cúbicos al día, acorde al informe presentado por Benett (Bennett 2013), con tecnologías basadas en procesos térmicos.

En los años 70 cobraron importancia procesos de membrana como la Ósmosis Inversa y la Electrodialisis y el empleo de recuperadores de energía permitió reducir de forma considerable los costes. Al igual que el desarrollo de nuevos materiales para las membranas (TFF Poliamida). Destacan la construcción de la primera planta de Electrodialisis, en el año 1963 en Libia, (House, Listons, and Road 2015). Según el estudio anual realizado por el IDA (25th Desal Data IDA WorldWide Desalting Plant Inventory) (IDA Desalination Yearbook) la producción en el año 2012 se estableció en 78 millones de metros cúbicos al día.

En la actualidad la Ósmosis Inversa supone el 63% de las tecnologías de Desalinización presentes; siendo el 23% el correspondiente a MSF (Multi-Stage Flash) y el 8% para tecnologías MED (Multi-Effect Distillation).

DESALINIZACIÓN SEGÚN TECNOLOGÍAS

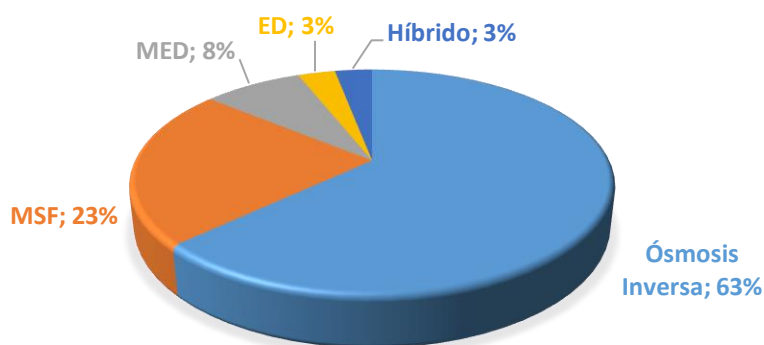


ILUSTRACIÓN 5. Desalinización según Tecnologías. Fuente: (Gude 2016)

Como hitos importantes alcanzados, cabe destacar la construcción de la planta desalinizadora más grande basada en procesos de membrana, situada en Kwinana, Australia con una producción de 449.000 m³/d.; y la construcción de la planta de Shoaiba 3 en Arabia Saudí (basada en proceso térmico) con una producción media de 880.000 m³/d, según el informe publicado por Benett (Bennett 2013).

En lo que respecta a España, en la actualidad destaca como una de las principales potencias en lo que a materia de Desalinización se refiere. Así lo refleja el estudio anual llevado a cabo por el IDA (IDA Yearbook 2011-2012); situando a España en la tercera posición del mundo en lo que respecta a plantas con tecnología de membrana. Empresas como Acciona Agua, ACS, Ferrovial, Abengoa, Sacyr, figuran entre las más destacadas a nivel internacional.

Además, en el marco Nacional destaca el Programa AGUA (2004) fomentado por el Ministerio de Medio Ambiente (y sustituyendo al antiguo Plan Hidrológico Nacional), y cuyo fin es el de regular las acciones en materias hídricas. Se pretende, por tanto, fomentar la innovación en los que a materia tecnológica se refiere, así como un mejor aprovechamiento de los recursos y el aumento en cuanto a la producción, para lo cual inicialmente se estimó un presupuesto de 1120 millones de €, como expone Villar García (Villar García 2014).

Entre sus actuaciones destacan, en materia de riego, la Desalinizadora de Torre Vieja (volumen de 80.000.000 de m³ anuales y abastecimiento de 125 mil hectáreas; la Desalinizadora de Bajo Almanzora (superficie de abastecimiento de 24 mil hectáreas, y un volumen de producción de 20.000.000 m³ anuales); y otros para abastecimiento de la población, como la Desalinizadora de Telde en Canarias (5.900.000 m³). y la Desalinizadora de Andratx (4.900.000 m³ en Mallorca, principalmente. La primera planta Desalinizadora en Canarias tuvo lugar en el año 1964, la cual sigue operativa en la actualidad.

Además, empresas de carácter nacional como Acciona llevan a cabo importantes proyectos, como es el caso de la planta de Al Fujairah, en emiratos árabes; cuya construcción iniciada en 2013, otorgará una producción cercana a los 592000 m³/d.

Numerosos avances se han llevado a cabo desde entonces; pero el más importante es la reducción de los consumos energéticos en estas plantas; avances destacables en el uso de materiales, reducción de energía etc.

CAPÍTULO 2: LA DESALINIZACIÓN: ESTADO DEL ARTE

2.1. LA DESALINIZACIÓN: ESTADO DEL ARTE

Cabe resaltar, en primer lugar, los distintos procesos en que se pueden desarrollar las tecnologías de Desalinización.

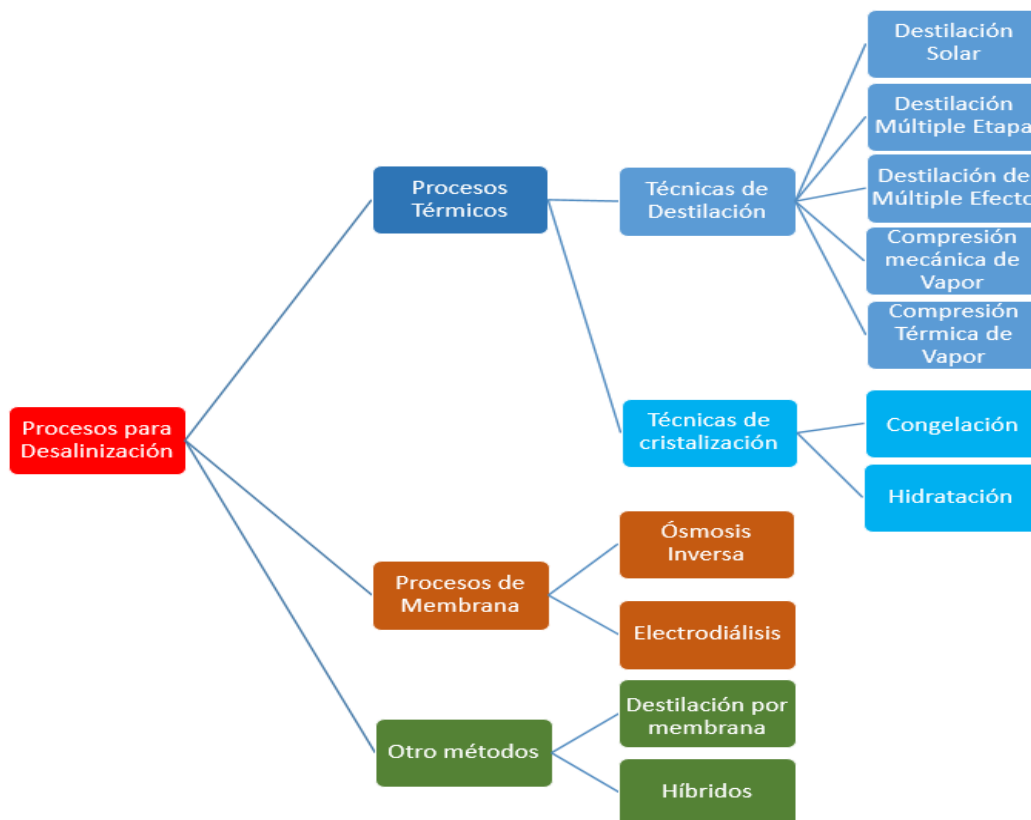


ILUSTRACIÓN 6. Distintos procesos de Desalinización. Fuente: (Xevgenos et al. 2014)

Estas tecnologías se dividen, por tanto, en métodos basados en procesos térmicos (Destilación de Múltiple Etapa, Destilación de Múltiple Efecto, Compresión Mecánica de vapor, y Compresión Térmica de Vapor), procesos de membrana (Ósmosis Inversa y Electrodialisis); y otros. En las primeras, se llevan a cabo procesos térmicos como la evaporación y la condensación, es decir existen cambios de fase. En los procesos por membrana no se da lugar cambio de fase de la materia (agua), sino que estos procesos hacen uso de las diferencias de concentración existentes para la filtración de agua.

Por último, existen las tecnologías que aplican el uso de Energías Renovables; tecnologías emergentes que cobran mayor importancia en los últimos años. En estas, se implementan fuentes provenientes de las Energías Renovables a las técnicas convencionales, siendo de gran interés, debido a sus reducciones en consumos y mejoras en términos de eficiencia.

❖ TECNOLOGÍAS CONVENCIONALES DE DESALINIZACIÓN

Encontramos en este grupo: MSF (Destilación Flash Multi-Etapa), MED (Destilación de múltiple efecto), MVC (Destilación por compresión mecánica de vapor), TVC (Destilación por compresión térmica de vapor), que componen los procesos asociados a la destilación. Además, existe cambio de fase en estos procesos. Por otro lado, se encuentran los procesos asociados a la cristalización.

Procesos térmicos: Técnicas de Destilación

A. Evaporación instantánea multi-etapa- Multi Stage-Flash (MSF):

Este método se basa en la evaporación instantánea del agua del mar (como menciona Khawaji en su artículo (Khawaji, Kutubkhanah, and Wie 2008)), al reducir su presión de vapor de equilibrio. Para conseguir esta evaporación, además, se necesita una fuente de calor (vapor) externa. Estos calentamientos se producen en etapas sucesivas. En estas Plantas Desalinizadoras, encontramos tres secciones: la sección de recuperación de calor, la de rechazo y la de calentamiento.

Inicialmente, en la sección de calentamiento, la salmuera introducida en el ciclo, se calienta debido al intercambio de calor producido con el vapor de la fuente externa, que condensa en dicho intercambiador. Esta corriente (salmuera o agua de mar) caliente, se introduce en la primera etapa, ya en la sección de recuperación de calor, que se encuentra a una presión más baja. Como consecuencia de esta presión más baja, se produce una evaporación repentina. El vapor generado por la salmuera, atraviesa unas mallas (demister) y posteriormente condensa en un banco de tubos; a raíz del calor latente de la condensación, se produce un intercambio de calor con el agua de mar que circula por el interior de los tubos. La parte que quedó sin evaporar se introduce en la siguiente etapa, estando de nuevo, a una presión inferior.

En estas etapas se reproducen los pasos del ciclo, utilizando el calor de las condensaciones sucesivas. Recogiéndose una corriente de agua producto y otra de agua concentrada (salmuera). El esquema de funcionamiento es el siguiente:

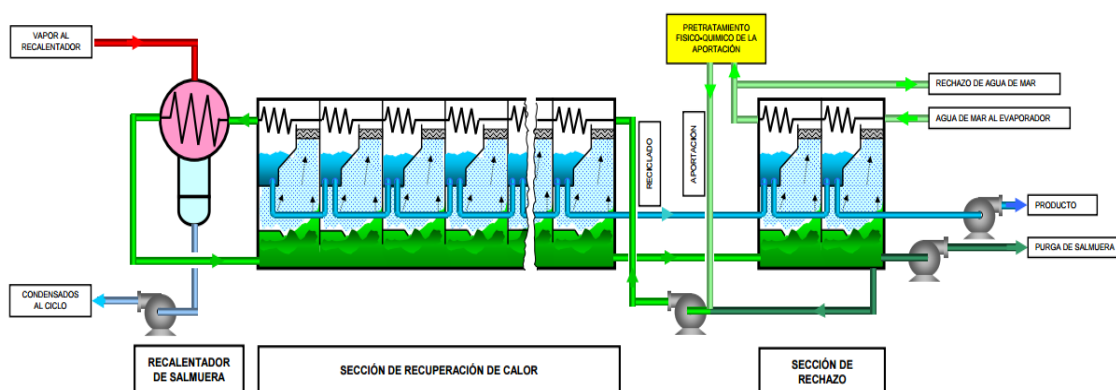


ILUSTRACIÓN 7. Esquema MSF. Fuente: (Ecoagua Ingenieros, 2009)

Datos operacionales:

Las plantas de Destilación de Múltiple-Etapa trabajan entre a una temperatura de entrada situada entre los 90°C y los 110°C (TBT, Top brine temperature; temperatura máxima admisible) acorde a El-Dessouky (El-Dessouky et al. 2002) En estas Plantas Desalinizadoras la temperatura máxima admisible (TBT) se relaciona directamente con la formación de incrustaciones y la corrosión. En cuanto al consumo energético, la destilación de múltiple etapa (MSF) emplea principalmente energía térmica (250-300 KJ/Kg) frente a la baja necesidad de energía eléctrica ((3,5-% KWh/m³), según Gude (Gude, Nirmalakhandan, and Deng 2010). En lo respectivo a la producción diaria, ésta se sitúa entre los 10000 y los 35000 metros cúbicos al día, valor acorde a Al-Karaghoul (Al-Karaghoul and Kazmerski 2013); y el agua destilada por estas plantas contiene entre 2ppm y 10 ppm, según Khawaji (Khawaji, Kutubkhanah, and Wie 2008) de sólidos disueltos.

Hitos:

La primera planta de este tipo fue instalada en Kuwait en 1957; en 1967 se añadió la limpieza mediante químicos (para evitar el problema de las incrustaciones), reportado por El-Dessouky (El-Dessouky et al. 2002); en 1996 se construyó la planta MSF más grande en Emiratos Árabes Unidos, con una capacidad de 57735 m³/d. En Estados Unidos destaca la construcción en 2007 de la Planta de Tampa Bay, con una producción de 34,7 millones de metros cúbicos al año, como muestra Xevgenos (Xevgenos et al. 2014). Además, cabe resaltar la construcción de la planta de Fujairah 1; que combina las tecnologías MSF-RO y consta de una capacidad de 456000 m³/d. Aunque la de más capacidad se encuentra en Ras Al-Khair, terminada en 2013 y con una producción de 1,025,000 m³/d, según el informe de House (House, Listons, and Road 2015).

A lo largo de los años, numerosas mejoras han permitido la reducción de costes, y mejora energética. El campo de los materiales ha sufrido una amplia mejora; pasando a utilizar elementos como el titanio, aleaciones de aluminio, etc, (como muestra Khawaji en su publicación (Khawaji, Kutubkhanah, and Wie 2008)) que han mejorado la transferencia de calor. Así como el desarrollo de la ratio de conversión del agua, y la mejora en el diseño, consiguiendo reducir los factores de ensuciamiento debido a las incrustaciones (scaling).

B. Destilación de Múltiple efecto- Multiple Effect Distillation (MED):

Desde 1960, la Destilación de múltiple efecto se desarrolló de gran manera. Se trata de un método eficiente en cuanto a su parte termodinámica. El funcionamiento es similar al de la destilación Multi-Etapa (MSF); estas plantas llevan a cabo su desarrollo a lo largo de etapas sucesivas, en las cuales hay presiones distintas.

En la primera de ellas, y debido a la acción de una fuente externa de calor (vapor), la corriente de agua de mar, al ser rociada sobre los tubos evaporadores, e intercambiar calor con este vapor, alcanza una alta temperatura y se evapora. Parte del vapor generado pasa a la siguiente etapa, y es el encargado de evaporar de nuevo la corriente de agua de mar que se introduce en esta etapa; como consecuencia, este vapor condensa parcialmente y se convierte en agua producto. Y así de manera sucesiva. En estos procesos, además, se utiliza una película delgada en los evaporadores. La salmuera también se introduce de una a etapa a otra, y el agua destilada se recoge y se expulsa del ciclo.

El esquema de funcionamiento es el siguiente:

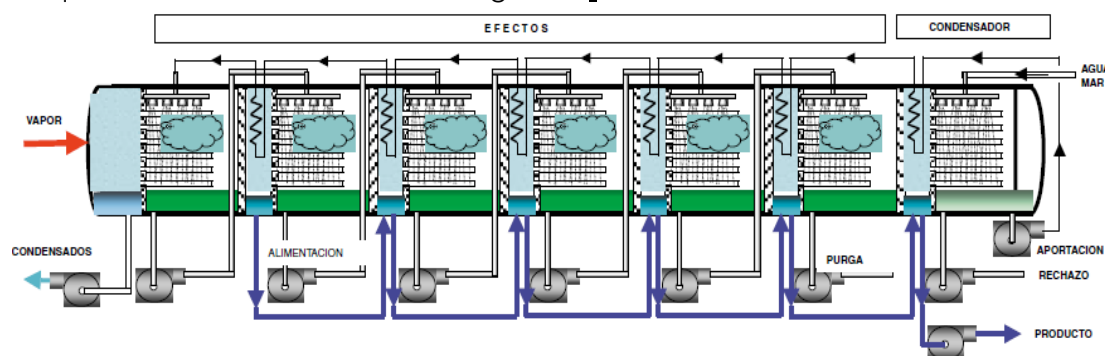


ILUSTRACIÓN 8. Esquema funcionamiento MED. Fuente: Ecoagua

Datos operacionales:

En cuanto a los requerimientos, las plantas de múltiple efecto, establecen su consumo térmico en valores entre 150 y 220 KJ/KG, siendo el consumo eléctrico de 1.5 a 2.5 KWh/m³, como expone Gude (Gude, Nirmalakhandan, and Deng 2010); lo cual refleja valores menores a la evaporación instantánea (MSF). Estas plantas se distribuyen en varias etapas (de 4 a 22, tal como menciona Khawaji (Khawaji, Kutubkhanah, and Wie 2008)). Con temperaturas de operación que oscilan entre los 65°C y los 70°C.

Hitos:

En lo que respecta a plantas de Destilación de Múltiple efecto, existen dos construcciones destacables (que además se encuentran entre las 8 plantas con más capacidad del mundo): por un lado, la planta de Al Zour North (Kuwait, 2007), cuya producción se establece en 567000 m³/d; y por otro lado y con una producción mayor, la planta de Al Jubail (Arabia Saudi, 2007), con 800000 m³/d.

C. Compresión mecánica de vapor- Mechanical Vapor Compression (MVC):

Esta técnica se apoya en la compresión de vapor (Aybar 2002). Al igual que las técnicas anteriores, el proceso se lleva a cabo en intercambiadores de calor.

En este caso se emplean tubos horizontales. La corriente de agua de mar o salmuera, previamente calentada en un intercambiador de calor, se rocía sobre la superficie de estos tubos y posteriormente se evapora parcialmente al alcanzar la temperatura de saturación y debido a que la presión es inferior. Este vapor, es comprimido (mediante el compresor) y se inserta en los tubos horizontales; dando lugar a la condensación del mismo, y generando el calor latente necesario que será utilizado para provocar la evaporación del agua rociada en el exterior de los tubos.

El agua producto que condensa se extrae del sistema y se introduce en el intercambiador de calor inicial, cediendo su calor a la entrada de agua de mar. Por otro lado, la salmuera resultante se vierte en dos corrientes. De este modo cierta parte se utiliza como mezcla para el caudal de alimentación, y la otra se emplea en el intercambiador (purga de salmuera) cediendo parte del calor al agua de mar que se introduce en la Planta.

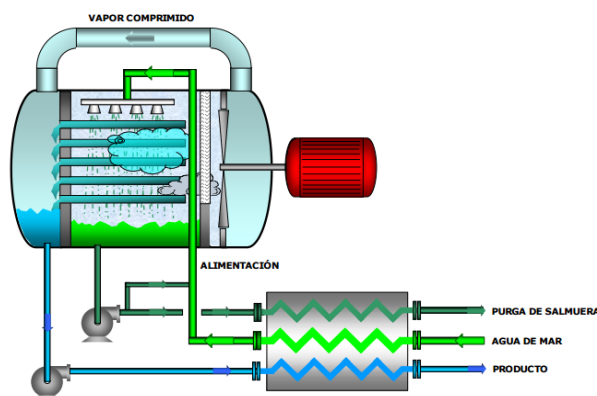


ILUSTRACIÓN 9. Esquema MVC. Fuente. Ecoagua

Datos operacionales:

Las plantas de compresión mecánica de vapor trabajan exclusivamente con energía eléctrica (11-12 KWh/m³), como confirma Gude (Gude, Nirmalakhandan, and Deng 2010); a diferencia de la compresión térmica de vapor. El rango de operación varía entre los 250 y los 2500 m³/d, en la línea de lo expuesto por Xevgenos (Xevgenos et al. 2014); siendo la temperatura de operación la establecida entre los 40° y los 100°C. El agua destilada en estas plantas posee una proporción inferior a 25 ppm en bajas temperaturas; e inferior a 10ppm en altas temperaturas.

D. Compresión térmica de vapor- Thermal Vapor Compression (TVC)

El funcionamiento en esta técnica es similar a en la compresión mecánica de vapor (Hamed et al. 1996) , con la salvedad de que aquí se emplea un termocompresor (y no un compresor mecánico), además de un eyector de vapor. Este eyector se alimenta de una fuente de vapor, y consigue comprimirlo debido al efecto Venturi. Como consecuencia de dicha compresión, el vapor aumenta su temperatura y es enviado al

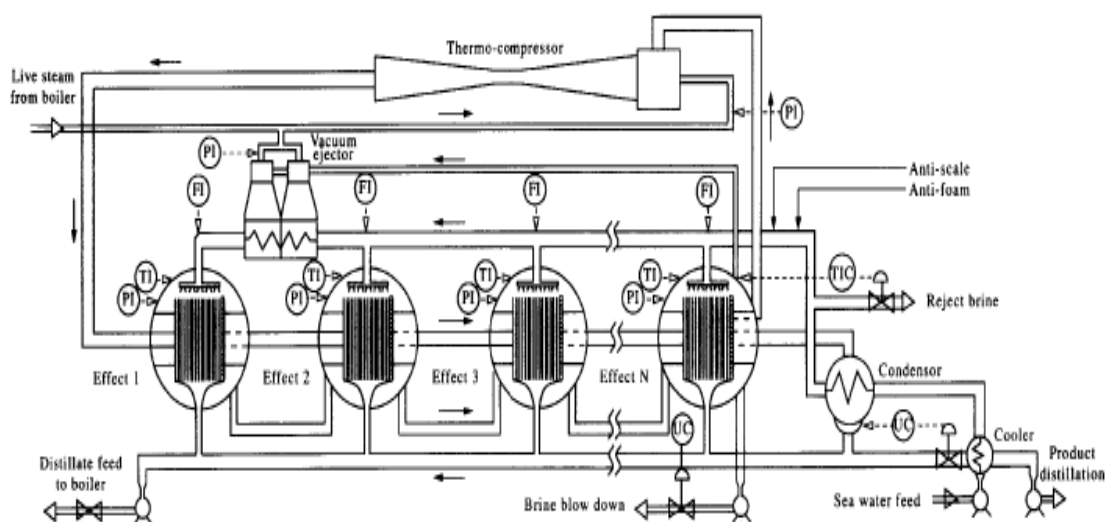


ILUSTRACIÓN 10. Esquema de funcionamiento TVC. Fuente: (Hamed et al. 1996)

intercambiador donde al condensar cede su calor y consigue evaporar parte del agua de mar y destilar la misma.

Del mismo modo, la corriente de alimentación (feed-water) es calentada en el intercambiador de calor, y se distribuye en las distintas etapas que componen el ciclo (efectos); funcionando de manera pareja a la destilación MED.

Datos operacionales:

Con respecto a las plantas de Compresión mecánica de vapor, las plantas de Compresión térmica de vapor trabajan en rangos cercanos a los 36000 m³/d, ello es debido a que se utilizan más etapas en la instalación de estas plantas.

Procesos Térmicos: Técnicas de Cristalización

E. Congelación

El método se basa en la congelación del agua, lo cual permite que se formen cristales para posteriormente fundir los mismos, y conseguir agua producto con una concentración final inferior. En el proceso de congelación, las sustancias que se encuentran disueltas, no forman parte de la estructura cristalina. Con ello se consigue que la salmuera se separe del agua pura (que se congela). En el intercambiador de calor se producen las cesiones de calor entre el agua de mar, la salmuera y el agua dulce. Una vez sale de dicho intercambiador, el agua se congela formándose las estructuras cristalinas que contienen agua pura. Posteriormente se introducen en un fundidor donde se obtiene el agua dulce por fusión del hielo, como se publica en el trabajo "La Desalinización del agua" (Desalinizacion and Agua 2008).

Uno de los principales problemas de esta tecnología son los costes asociados a su instalación. Por lo que se encuentra en desarrollo.

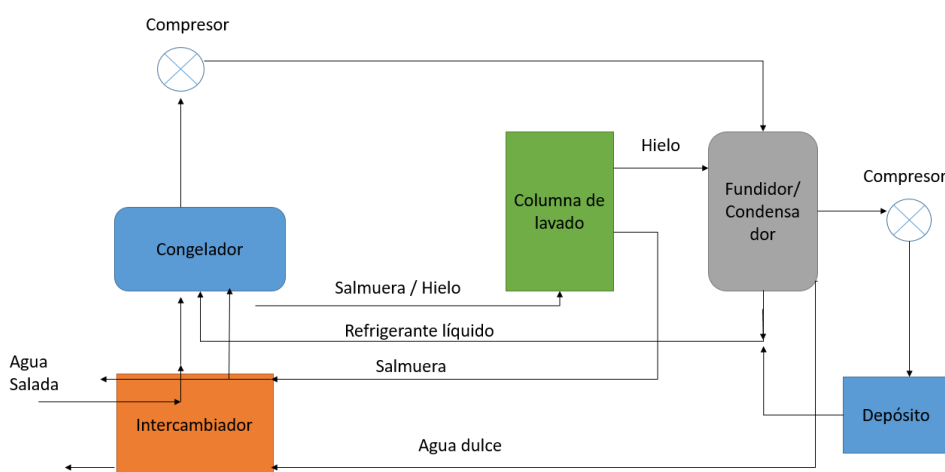


ILUSTRACIÓN 11. Esquema de funcionamiento de la cristalización: Adaptación.

Fuente: (Desalinizacion and Agua 2008)

F. Formación de hidratos

Otro de los métodos de la cristalización; en este caso se pretende la obtención de estructuras cristalinas en el agua de mar. Para ello, se emplean hidrocarburos capaces de cristalizar en el agua de mar. Tras este proceso de formación de hidratos, estos cristales se funden en manera similar al proceso de congelación y así se obtienen corrientes de agua dulce.

Los problemas asociados a esta tecnología se basan en el tratamiento posterior de los cristales, siendo una tecnología dificultosa para la obtención de agua. Por lo que se suele emplear en tratamientos industriales.

Procesos de membrana

G. Ósmosis Inversa- Reverse osmosis (RO):

El proceso de Ósmosis Inversa, en la actualidad, es el proceso más demandado en la instalación de Plantas Desalinizadoras, debido a su bajo coste y elevada eficiencia en términos de desalación de aguas y dados los numerosos avances en el campo de los materiales de las membranas.

La Ósmosis Inversa se basa en la aplicación de diferencias de presión para la separación de líquido-sólido. En este sistema el agua fluye a través de membranas permeables permitiendo el paso del fluido, a consecuencia de las diferencias de concentración, acorde a El-Dessouky (El-Dessouky and Ettouney 2002).

A continuación, se muestran el principio de ósmosis y de ósmosis inversa:

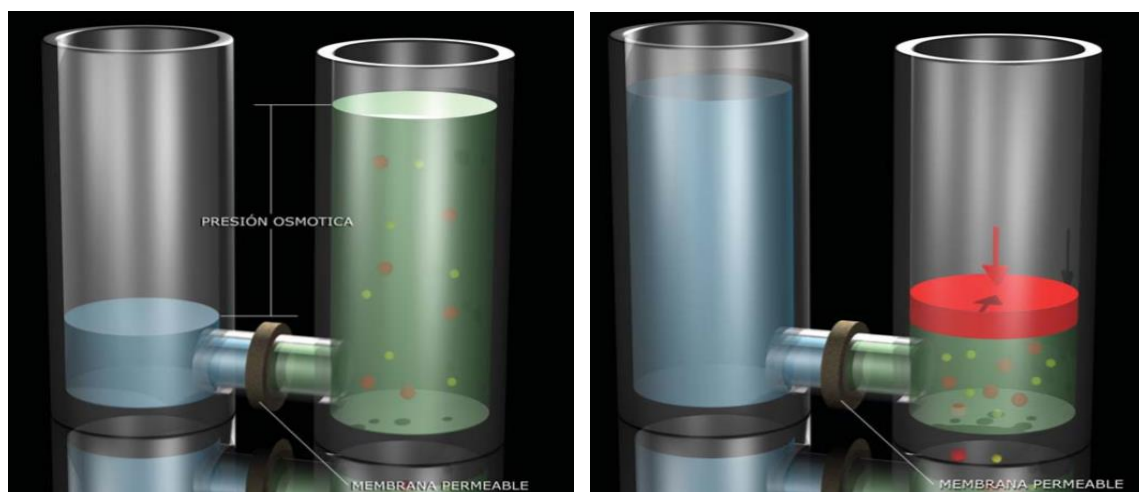


ILUSTRACIÓN 12. Principio ósmosis y ósmosis inversa. Fuente: Ecoagua

Así pues, para la puesta en práctica de esta tecnología, se emplea una membrana semipermeable, acorde a Fritzmann (Fritzmann et al. 2007).

En el proceso de Ósmosis convencional, el agua con menor concentración (agua diluida), tenderá a atravesar la membrana, en dirección de la parte concentrada, a fin de igualar la concentración a ambos lados de la misma (como muestra la ilustración 10). Este proceso se lleva a cabo cuando la presión es menor que la presión osmótica. En tanto en cuanto a la Ósmosis Inversa, ésta tiene lugar cuando al aplicar una presión mayor que la presión osmótica, generamos el proceso anti-natura; es decir, el agua

tiende a desplazarse desde la zona de mayor concentración a la zona diluida, con el objetivo de alcanzar el equilibrio en cuanto a concentraciones.

El proceso se analizará en profundidad en los siguientes apartados.

Datos operacionales:

La Ósmosis Inversa es en la actualidad la tecnología más utilizada. Una de las características esenciales es la no necesidad de un aporte de energía térmica; es decir las plantas desalinizadoras hacen uso de energía eléctrica. En este caso su consumo se establece entre 5 y 10 KWh/m³ (Gude, Nirmalakhandan, and Deng 2010). Con una calidad de destilado con valores inferiores a 500 ppm.

Hitos:

Grandes avances en los materiales de las membranas, así como en los recuperadores de energía, han permitido una reducción significativa en términos de consumos energéticos, así como un impulso a las capacidades de producción. Estos avances han permitido pasar de consumos aproximados de 20kWh/m³ en los años 70; a los 2 kWh/m³ en la actualidad (Peñate and García-Rodríguez 2012).

En España destaca la planta Desalinizadora de Torrevieja (2009) construida por Acciona con una capacidad de producción de 240 000 m³/día. Recientemente la mayor planta desalinizadora se construyó en Israel (Sorek) en el año 2015, con una producción diaria de 627000 m³ y abasteciendo al 40% de la población con agua potable (House, Listons, and Road 2015).

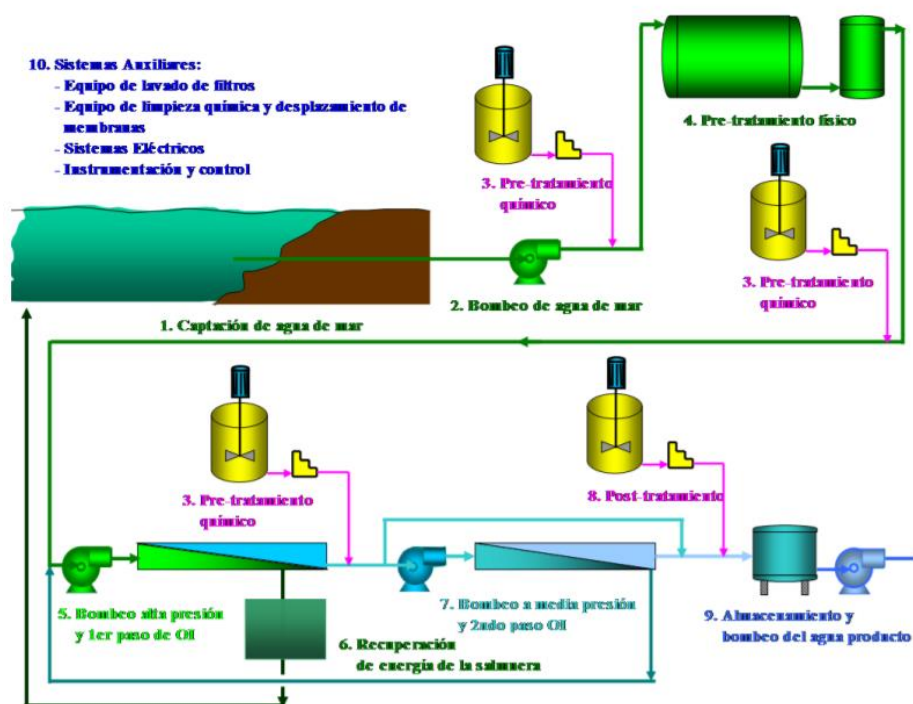


ILUSTRACIÓN 13 Esquema funcionamiento osmosis inversa. Fuente: Ecoagua

H. Electrodialisis (ED)

El proceso de electrodialisis se comenzó a instaurar en los años 60. Esta técnica se basa en la utilización de una corriente eléctrica como método de separación. Esta corriente se introduce mediante electrodos. Además, se dispone de membranas (aniónicas y catódicas) dispuestas alternadamente. Así pues, al hacer fluir el agua de entrada (alimentación), y con la actuación de la corriente eléctrica mencionada, los iones tienden a ir

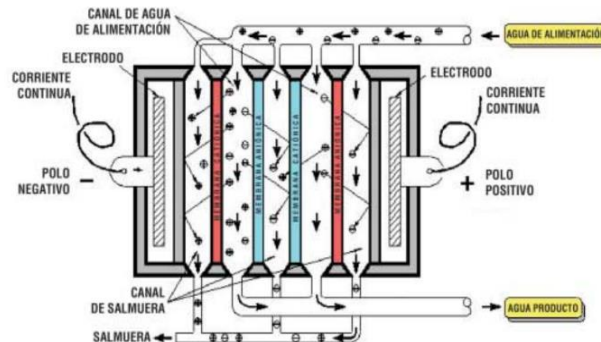


ILUSTRACIÓN 14 Esquema de funcionamiento de ED.

Fuente: (Urrutia 2005)

hacia el electrodo con carga opuesta. Con ello se consigue obtener sendas corrientes de agua producto y agua concentrada, ya que las membranas sólo permiten el paso de los iones correspondientes. El proceso de electrodialisis destaca por una alta conversión (Urrutia 2005), y un menor consumo energético que la ósmosis inversa.

Hitos:

La electrodialisis es conocida como la primera tecnología de Desalinización que se comercializó, en la década de los 60; concretamente en el año 1959 en Libia cuya capacidad ostentaba los 55 m³/d. aunque finalmente su ampliación permitió obtener capacidades de 450 m³/d.

TABLA 3 . COMPARACIÓN ENTRE TECNOLOGÍAS. FUENTE: (CENTER, 2005) (AQUA-CSP PROJECT, 2007

Energía empleada Proceso	Térmica		Mecánica	
	MSF	MED/TVC	MVC	RO
Estado del arte	Comercial	Comercial	Comercial	Comercial
Capacidad Mundial (Mm ³ /d)	13	2	0,6	6
Consumo Calorífico (kJ/Kg)	250-330	145-390	-	-
Consumo eléctrico	3-5	1.5-2.5	8-15	2.5-7
Costes Asociados (€/m ³ /d)	1500-2000	900-1700	1500-2000	900-1500
Tiempo de puesta en marcha	24	18-24	12	18
Producción (capacidad m3/d)	<76000	<36000	<3000	<20000
Ratio de conversión (agua dulce/ agua de mar)	10-25%	23-33%	23-41%	20-50%
Temperatura máxima	90-120	55-70	70	45
Fiabilidad	muy alta	muy alta	alta	moderada
Mantenimiento (limpieza anual)	0.5-1	1-2	1-2	varias veces
Pretratamiento del agua	simple	simple	muy simple	según demanda
Requisitos de operación	simple	simple	simple	según demanda
Calidad del agua producto (TDS; ppm)	<10	<10	<10	200-500

❖ TECNOLOGÍAS DE DESALINIZACIÓN MEDIANTE ENERGÍAS RENOVABLES

Por otro lado, en los últimos años han emergido otras tecnologías, que, combinadas con las convencionales, han permitido la reducción de costes y la mejora en cuanto a eficiencia. Estos desarrollos se han basado en la adaptación de los recursos procedentes de las Energías Renovables a las Técnicas de Desalación comunes, como expone en sus trabajos L.G.Rodríguez (García-Rodríguez 2002):

Entre estos recursos, destacan la Energía Termo-solar, Energía Solar Fotovoltaica, Energía Eólica, Biomasa, Energía Mareomotriz, Geotérmica.

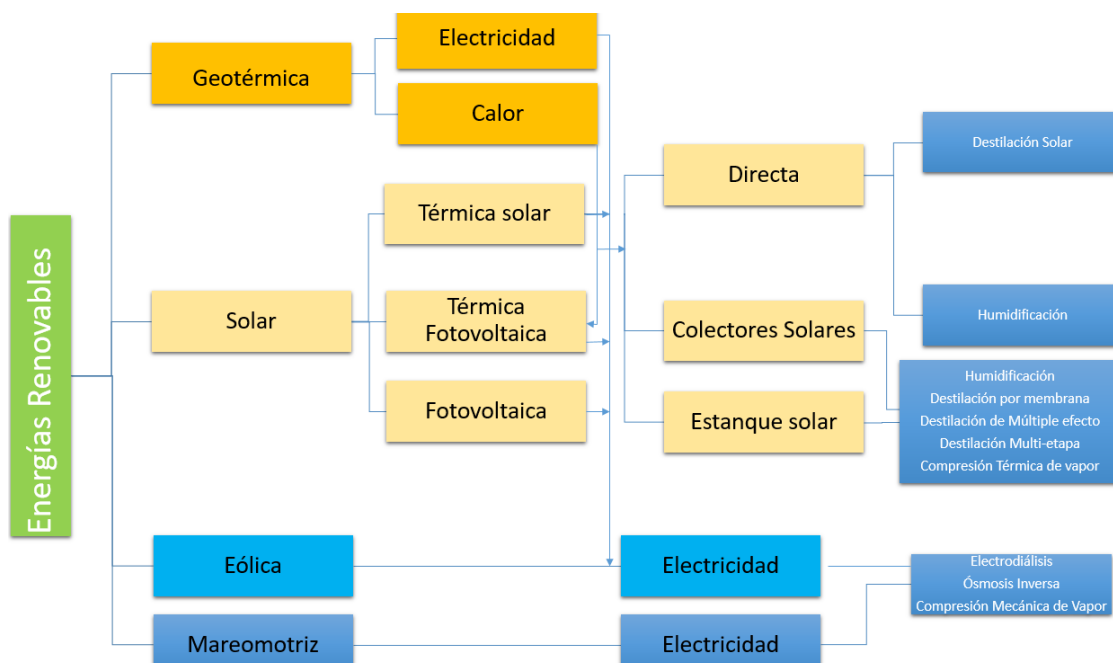


ILUSTRACIÓN 15 Posibilidades de utilización de las energías renovables. Fuente: (Gude, Nirmalakhandan, and Deng 2010)

Así pues, como menciona Gude (Gude, Nirmalakhandan, and Deng 2010) el uso de la energía solar en *destiladores solares*, con la finalidad de llevar a cabo la Desalinización, es una opción viable para muchos lugares en los que existe escasez de recursos, debido a la simplicidad en su instalación y bajo mantenimiento. Otras aplicaciones que propone Gude (Gude, Nirmalakhandan, and Deng 2010) son el uso de colectores solares y su implantación en los procesos convencionales, así como placas fotovoltaicas.

En lo que respecta a otras posibles fuentes renovables, cabe recalcar el empleo de la Energía Eólica, que se puede aprovechar para aportar la potencia necesaria en Plantas de Ósmosis Inversa y plantas MVC, según Ghaffour (Ghaffour et al. 2014); si bien el principal problema de esta fuente es que no se trata de una fuente constante, ya que los vientos suelen ser imprevisibles. Como ventajas visibles de la aplicación de estas fuentes, se encuentran los costes asociados a las mismas; y es que el coste se reduce al coste de la instalación, debido a que no existe el uso de combustibles. (Gude, Nirmalakhandan, and Deng 2010).

Tecnologías emergentes de bajo coste, aplicando Energías Renovables, tienen una alta proyección en la actualidad; siendo su implantación un avance muy importante en el campo de la Desalinización. Ejemplos de estas tecnologías se pueden encontrar en los estudios de Kim Choon (Ng et al. 2013) quienes proponen sistemas de Desalinización basados en la Adsorción Solar, capaces de utilizar calor de baja temperatura como fuente inicial. El funcionamiento de esta tecnología se basa en el proceso de

evaporación y adsorción del agua de mar en una membrana de gel de silicio. Como ventajas principales cabe destacar el doble proceso que se obtiene mediante una sola fuente de calor; esto es, en la destilación por membranas se consigue, por un lado, la obtención de agua producto; y por otro lado refrigeración. Estos sistemas disponen de un bajo mantenimiento.

Otros autores como Alkhudiri (Alkhudhiri, Darwish, and Hilal 2012) proponen procesos basados en la destilación por membranas. Podemos diferenciar las siguientes tecnologías consideradas híbridas por la combinación de tecnologías convencionales con energías renovables, acorde a Papaetrou (Papapetrou, Wiegand, and Biercamp 2010) :

Energía térmica Solar

I. Destilación solar

La destilación solar se centra en el principio del efecto invernadero (Green-House). Los rayos del sol, al incidir sobre una superficie transparente, son capaces de generar el calor necesario para evaporar de manera parcial el agua salina, que se encuentra almacenada en un estanque o piscina.

Este vapor generado condensa sobre una superficie a menor temperatura (debido al intercambio de calor con el aire ambiente), y finalmente es recogida mediante colectores para la extracción de agua producto.

La producción suele ser inferior a los 6 L/m² al día, con eficiencias comprendidas entre el 20% y el 45% (Ranjan and Kaushik 2013)

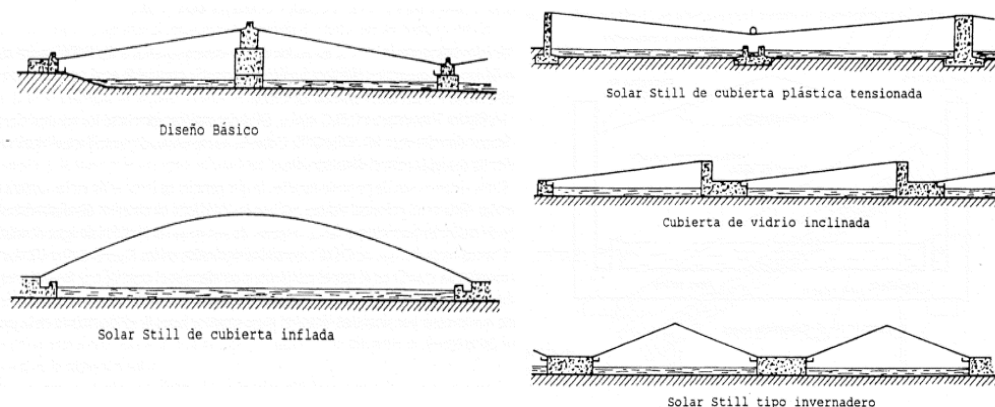


ILUSTRACIÓN 16 Tipo de destiladores solares. Fuente: (Moya 1997)

Una de las plantas de destilación solar mayor capacidad fue instalada en el año 1967 en Grecia, (Patmos), con una capacidad de 26 m³ /d.

J. Humidificación de Múltiple efecto

Se hace uso del calor procedente de colectores solares a fin de que se produzcan ciclos de evaporación y condensación en el interior. El aire se humidifica en el evaporador y en el condensador el agua es destilada. Existiendo dos tipos de unidades de humidificación: ciclo abierto al agua/ cerrado al aire; y ciclo abierto al aire / cerrado al agua.

La producción diaria estimada para este tipo de configuraciones varía en rangos desde 1 a 100 m³/d; con consumos de energía eléctrica de 1.5 kWh/ m³ y energía térmica de 100 kWh/ m³ (Papapetrou, Wiegghaus, and Biercamp 2010), con temperaturas de operación entre los 70 y los 85°C. La mayor planta instalada se proyectó en 2008 en Dubai con un área de 156 m² y paneles fotovoltaicos de 4.8 kW (Al-Karaghoulí and Kazmerski 2013)

K. Destilación por membrana

La base de la destilación por membrana se centra en el principio de la transferencia de moléculas de vapor a través de una membrana hidrofóbica (no ocurre reacción con las moléculas de agua, es decir el agua no es capaz de atravesar dichas membranas), cuyos materiales pueden ser politetrafluoroetileno (PTFE), polipropileno (PP), fluoruro de polivinilideno (PVDF). Para ello y gracias al gradiente de presión existente debido a la diferencia de temperaturas, tiene lugar dicha filtración a través de la membrana. Se trata de un proceso similar a la Ósmosis Inversa, pero sufre menos problemas de ensuciamiento y tiene una alto ratio de conversión.

La temperatura de operación se establece entre los 60°C y los 80°C (Papapetrou, Wiegghaus, and Biercamp 2010), con una capacidad inferior de entre 0,10-0,15 m³/d. Existen cuatro tipos de configuraciones: Destilación por contacto directo, Destilación con hueco de aire, Destilación con gas de barrido, y destilación al vacío. La primera planta que utiliza esta tecnología fue instalada en Canarias en 2004.

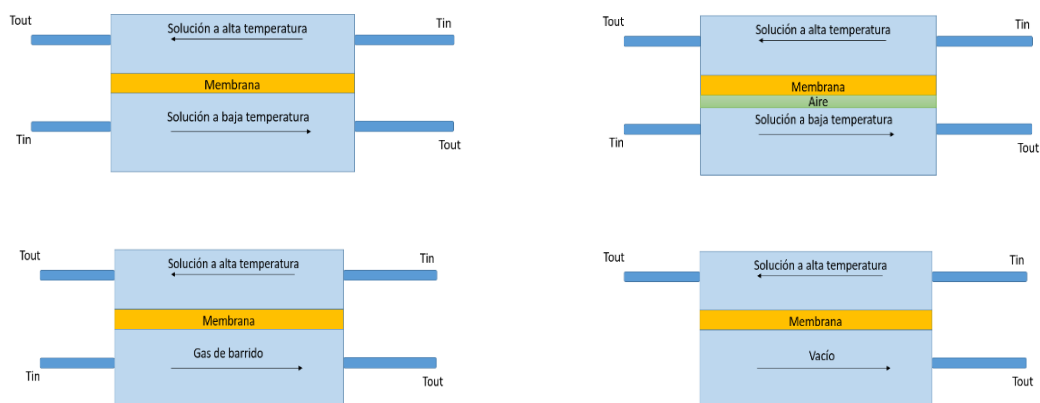


ILUSTRACIÓN 17 Tipos de membrana. Elaboración propia

L. Destilación de múltiple Efecto (MED)

Destaca por ser de una superior eficiencia respecto a la destilación de múltiple etapa. La temperatura de operación máxima queda establecida en 70°C a fin de reducir la corrosión y la formación de incrustaciones y ensuciamientos. La ebullición del agua ocurre a menores temperaturas debido a la reducción de presión en las etapas sucesivas. El acoplamiento con colectores solares permite la obtención de energía térmica necesaria para el intercambio de calor que genera posteriormente estas evaporaciones.

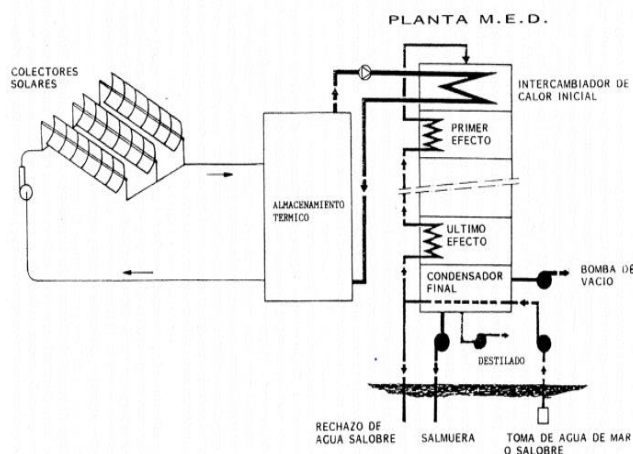


ILUSTRACIÓN 18 Esquema funcionamiento planta MED-Solar. Fuente: (Moya 1997)

Energía Solar Concentrada: Concentrating solar power (CSP)

Los colectores solares pueden tener distintas configuraciones: canales parabólicos, receptores centrales, torres solares, y colectores lineales tipo Fresnel. Gracias a los mismos la radiación solar es absorbida, y el calor es cedido al ciclo en el que se genera vapor a alta presión.

En Colectores lineales tipo Fresnel, cuya estructura se asemeja a espejos planos, la radiación solar se refleja hacia un receptor secundario. Se llegan a alcanzar hasta 200MW con eficiencias de 30%-40% (Center 2005) .

Las Torres solares basan su principio en la concentración de energía de altas torres. Para ello se emplean espejos denominados heliostatos que son capaces de permitir esta concentración de energía. Tienen temperaturas de operación de hasta 1000°C, siendo capaces de generar vapor para las turbinas. Se alcanzan eficiencias de 35%.

En lo respectivo a los sistemas de Disco Parabólico estos son capaces de concentrar la radiación solar en el centro de su estructura. Permite calentar el fluido a temperaturas de unos 750°C. Destacan por ser sistemas modulares y por tanto se pueden crear grandes parques.

Por último, en los canales parabólicos se concentra la radiación solar en reflectores de espejo capaces de alcanzar temperaturas de 400°C para calentar el fluido que circula por el interior de los mismos. Este calor permite crear el vapor necesario para poder ser transformada en energía eléctrica.

En la actualidad la energía solar concentrada es una de las tecnologías con más implantación, y supone una producción de más de 180 MW, y la implementación de dichas tecnologías permite la adaptación de las mismas a las tecnologías convencionales; sirviendo como fuente externa de energía.

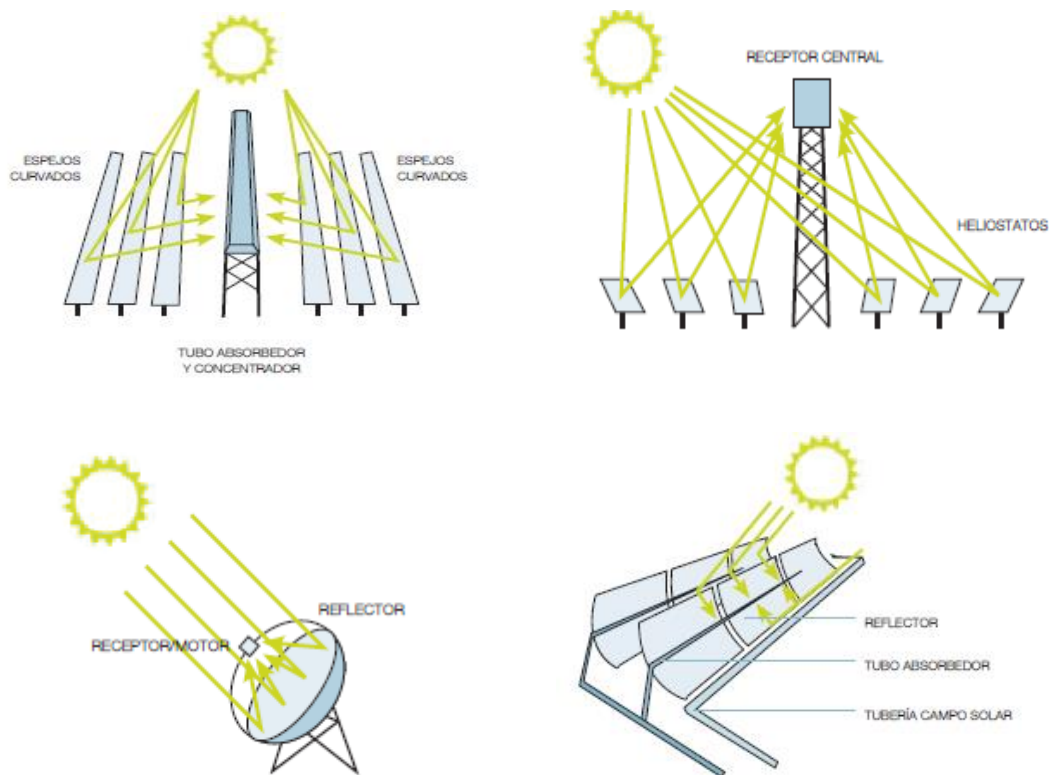


ILUSTRACIÓN 19 Tipos de receptores solares. Fuente: (Greenpeace 2009)

Se trata de tecnologías maduras que, integradas con la desalinización pueden aportar grandes beneficios.

Energía Solar fotovoltaica

M. Ósmosis inversa mediante energía fotovoltaica (PV-RO)

La Ósmosis Inversa necesita nutrirse de electricidad para su funcionamiento.

La combinación de Plantas de Ósmosis Inversa con placas fotovoltaicas, permite que estas últimas sean capaces de aportar la energía necesaria.

Se alcanzan capacidades de hasta 100 m³/d con consumos energéticos (electricidad) de alrededor de 5kWh/ m³. El gran problema de estas tecnologías es el gran coste asociado a la implantación inicial de las mismas. Además de ello es necesario el acople de un convertidor de corriente alterna / corriente continua.

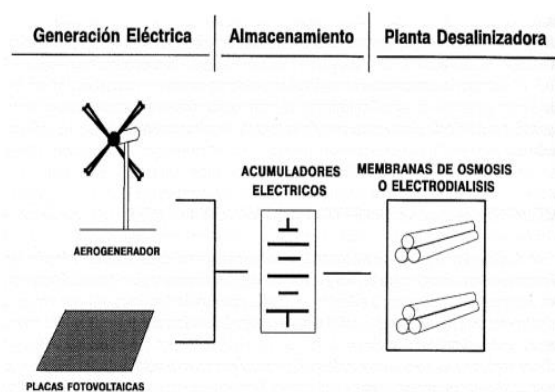


ILUSTRACIÓN 20 Acoplamiento entre Ósmosis inversa y energía fotovoltaica. Fuente:(Moya 1997)



ILUSTRACIÓN 21 Planta de Ósmosis inversa con acople de placas fotovoltaicas en Túnez. (capacidad de 2100 L /h).

N. Electrodialisis mediante energía fotovoltaica (PV-ED)

Con respecto a la combinación de placas fotovoltaicas con Plantas de Ósmosis Inversa, la gran ventaja de combinar la energía fotovoltaica con tecnologías de electrodialisis, es que estas no necesitan de un convertidor debido a la ventaja de que trabajan con corriente directa, lo cual repercute en un gasto inicial menor. Sin embargo, a día de hoy es una tecnología que está siendo investigada y aun dispone de un amplio margen de mejora.

Energía eólica

El gran inconveniente de la energía eólica se haya en la gran intermitencia de los vientos; que hace que se trate de un recurso fluctuante y variable; y, por tanto, difícil de controlar. A pesar de ser tecnologías en actual evolución puede resultar interesante su aplicación. Sistemas como la Ósmosis Inversa y la Compresión Mecánica de vapor pueden ir asociados a estas fuentes renovables.

Destacar el trabajo llevado cabo por la Universidad de Valladolid, en conjunción con la empresa española SETA; cuyo diseño se estableció acoplando un sistema eólico capaz de suministrar 15kW de potencia eléctrica (apoyado por un sistema de energía fotovoltaica) en una planta Desaladora operativa en Túnez, y con una capacidad de producción de 24 m³/d. (SETA).

Combinaciones de energías renovables con tecnologías convencionales

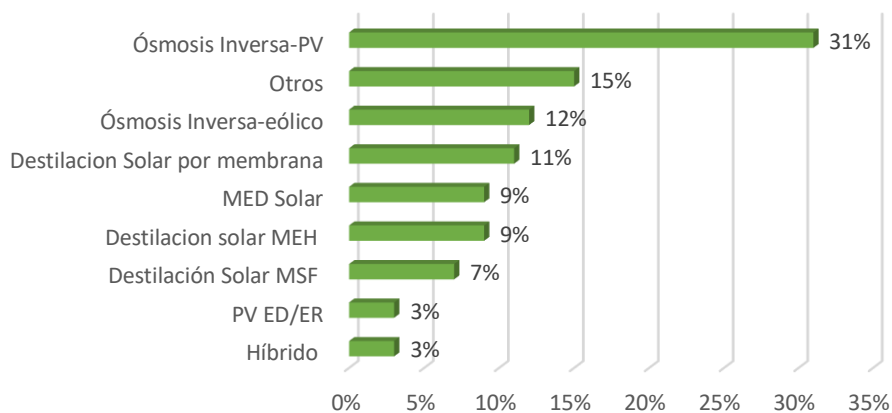


ILUSTRACIÓN 22 Combinaciones de E.R con Tecnologías convencionales. Fuente: (Papapetrou, Wieghaus, and Biercamp 2010)

Así pues, pese a que las Energías Renovables suponen una buena cuota de mercado en las tecnologías de Desalinización, aún existen amplios márgenes de mejora y eficiencia. Analizando las estadísticas, podemos observar como de nuevo, la Ósmosis Inversa, en conjunción con la energía solar fotovoltaica es la técnica con mayor instalación. Ello es debido a su eficiencia energética, debido a que exclusivamente se nutren de energía eléctrica. La instauración de las energías Renovables en el campo de la Desalinización es una realidad a día de hoy.

La principal ventaja asociada la implantación de estas Tecnologías, es la capacidad de reducir la emisión de CO₂, debido a la eliminación del uso de combustibles fósiles. Por otro lado, la reducción de costes, al disponer de fuentes naturales, como pueden ser el viento, el sol, etc.

2.2. LA DESALINIZACIÓN: ÓSMOSIS INVERSA

Como se vio con anterioridad, la Ósmosis Inversa es la tecnología más instalada en la actualidad. En el principio de Ósmosis directa, debido a las diferencias de concentración entre dos soluciones (una concentrada y otra diluida), existe una presión denominada presión osmótica. Para equilibrar dichas soluciones (equilibrio de concentraciones), la solución diluida tiende a fluir en dirección a la solución concentrada, a través de la membrana.

El principio de funcionamiento de la Ósmosis Inversa, es invertir el proceso natural. Para ello, se aplica una presión, a fin de superar la presión osmótica, permitir que la solución de mayor concentración se dirija a la solución diluida a través de una membrana semipermeable. De este modo se obtiene mayor cantidad de solución diluida, como muestra el siguiente esquema.

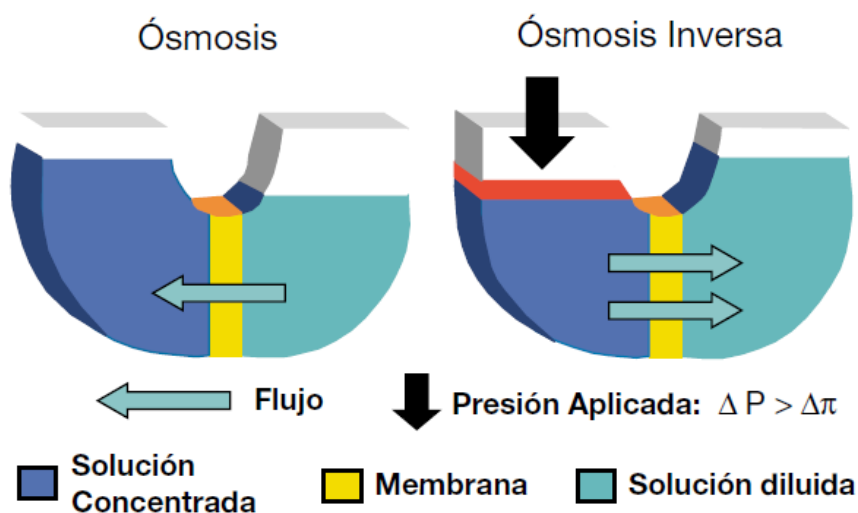


ILUSTRACIÓN 23 Ósmosis Inversa. Fuente: (Maria et al. 2009)

Membranas

En la Ósmosis Inversa se emplean membranas para el proceso de filtración (aparte de las membranas del proceso de Ultrafiltración). El objetivo de estas membranas es permitir el máximo paso de flujo, evitando en la mayor medida el paso de sales. Para ello se emplean numerosos materiales, que se analizarán posteriormente (Shenvi, Isloor, and Ismail 2015), así como distintas configuraciones. Estas configuraciones pueden ser de varios tipos: Tubular, de Fibra Hueca, Plato y marco y arrollamiento en espiral. Las membranas de la Ósmosis se disponen en tubos de presión en varias líneas, sobre bastidores ("racks" de Ósmosis). El número de tubos de presión se dimensiona en función a los caudales a tratar y a los requerimientos de calidad del agua. Existiendo así, numerosos fabricantes, por ejemplo, Hydranautics, con gran experiencia en el sector.

Tubular

En este tipo de estructuras, las membranas, de estructura cilíndrica, se encuentran en el interior de un tubo. El agua de alimentación que contiene cierta materia en suspensión (coloides), se introduce a través de estas membranas, que ejercen su acción filtrante y permiten obtener el permeado (agua con menor concentración) a través del exterior de las citadas membranas, como muestra la siguiente ilustración:

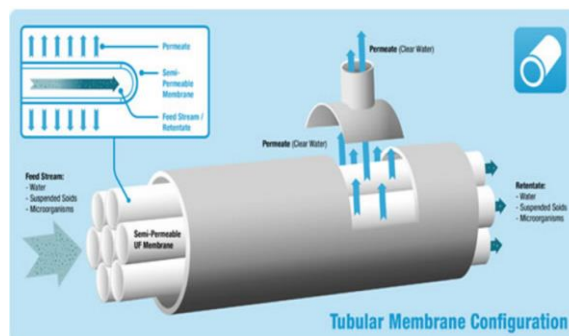


ILUSTRACIÓN 24 Configuración de membrana tubular. Fuente:

Fibra hueca

En este caso se disponen fibras de pequeño espesor en el interior, conocidas como capilares, debido a su pequeño tamaño. Así, el agua de mayor concentración circula por el exterior de las fibras; por otro lado, el agua filtrada circula por el interior de estos arrollamientos de pequeñas fibras.

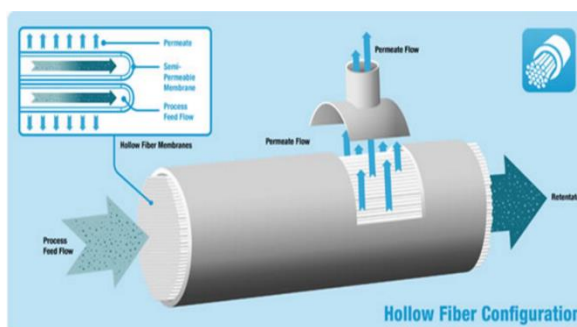


ILUSTRACIÓN 25 Membrana de fibra hueca

Arrollamiento en espiral

En esta configuración, las membranas se enrollan en torno a un tubo central que se encuentra perforado, y que es el encargado de recoger el agua producto.

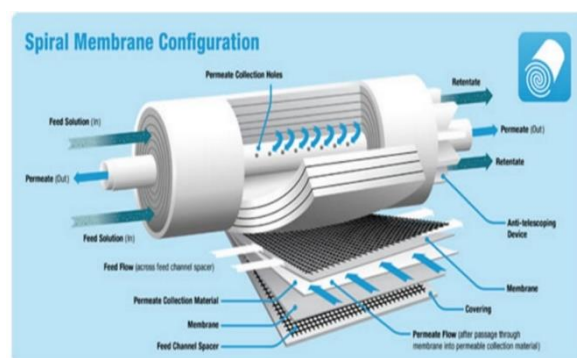


ILUSTRACIÓN 26 Arrollamiento en espiral

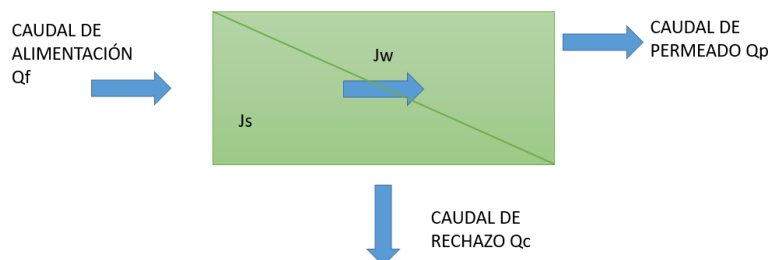


ILUSTRACIÓN 27 Caudal a través de la membrana

Por tanto, la ecuación que sigue el caudal de agua a través de la membrana es:

$$J_w = A * (\Delta P - \Delta \pi)$$

Siendo J_w el flujo de agua ($L / m^2 \cdot h$), A el coeficiente de permeabilidad de la membrana ($L/m^2/bar$), ΔP la presión diferencial en la membrana (bar) y $\Delta \pi$ la presión osmótica (bar).

De esta fórmula se puede deducir la Presión Neta de Trabajo que es la diferencia entre la presión diferencial de la membrana y la presión osmótica; por tanto, a mayor valor de esta presión Neta, mayor será la eficiencia de la membrana.

Del mismo modo, tras analizar el flujo del agua se debe hacer énfasis al paso de sales a través de la membrana. Este paso de sales se define como:

$$J_s = B * \Delta C$$

Siendo J_s el flujo de sales presente ($Kg/m^2/s$), B el coeficiente de transferencia de sales (m/s) y ΔC la concentración media diferencial en la membrana (Kg/m^3).

En lo que respecta a los materiales utilizados para estas membranas cabe resaltar que éstos son de diversa índole. Se pueden encontrar desde membranas poliméricas, membranas cerámicas, membranas de matriz mixta (MMM), y membranas biomiméticas como analiza Shenvi (Shenvi, Isloor, and Ismail 2015) en sus estudios.

Previamente se usaban membranas de celulosa, utilizadas en los años 50 por Loeb y Sourirajan (Dijk, n.d.); que con los avances en los últimos años han dejado paso a las membranas de Poliamida. Uno de los principales problemas del empleo de membranas de celulosa es su capacidad de deteriorarse por hidrólisis, debido a que las membranas de acetato al entrar en contacto con el agua producen una reacción química que las daña.

En lo inherente a las membranas cerámicas, su gran ventaja es que son inertes químicamente y poseen mayor estabilidad que las membranas poliméricas. Se pueden emplear materiales como el Sílice, la alúmina y el zirconio.

Ya en el campo de las membranas de matriz mixta, también conocidas como membranas de composite, destacan por tener buenas propiedades debido a la combinación de matrices poliméricas con la adición de ligeras fibras inorgánicas. Sus propiedades destacan por ser más estables y poseer una mayor resistencia biológica; si bien tienen mayores probabilidades de sufrir ensuciamiento que las membranas de celulosa. Estas pueden ser plata, alúmina, titanio, zeolita, etc. La adición de zeolita permite obtener membranas más permeables.

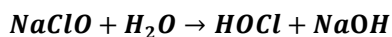
Pretratamientos químicos

Los tratamientos químicos son de gran importancia a fin de mantener la protección para las membranas de Ósmosis Inversa y así evitar problemas futuros. Estos pretratamientos se basan en la adición de productos químicos cuya finalidad es la de evitar los problemas derivados de ciertos agentes como el Fe, el Mn y el Al, Ca, Sr presentes en el agua salina, y que generan incrustaciones, óxidos, reducir el contenido de materia orgánica, reducir la actividad biológica, etc.

Uno de los principales problemas es la existencia de coloides, sólidos suspendidos disueltos de gran tamaño; así como la formación de incrustaciones (formación de cristales) y el ensuciamiento (Henthorne and Boysen 2015). Otros efectos negativos son la precipitación de sales en membranas, generadas por la alta concentración, que es superior a la solubilidad. Asimismo, cabe la posibilidad, aunque en menor medida, de la formación de sulfuros metálicos, sobre todo en aquellas aguas subterráneas que poseen una baja concentración de oxígeno, y que contienen sulfuro de hidrógeno cuya transformación en azufre elemental, es la causante de estos problemas.

Desinfección → Hipoclorito sódico (NaClO)

La adición de Hipoclorito Sódico, permite realizar una primera desinfección del agua recogida, a fin de eliminar cierta materia dañina para bombas y otros componentes. Para evitar la actuación de los agentes oxidantes sobre las membranas se usan agentes reductores como el bisulfito sódico. La reacción química existente es la siguiente, acorde a Fritzmann (Fritzmann et al. 2007)



Coagulación

La coagulación tiene como fin permitir una mejor eliminación de los coloides. Para ello se añaden sales que permiten unirse a los coloides. Esta adición de cargas positivas crea desestabilizaciones en los coloides, teniendo como consecuencia una agrupación de los mismos y permitiendo así una mejor eliminación de los mismos.

Se suelen utilizar sales como por ejemplo el Cloruro Férrico (FeCl_3). Para realizar correctamente esta mezcla se emplea un mezclador (coagulador).

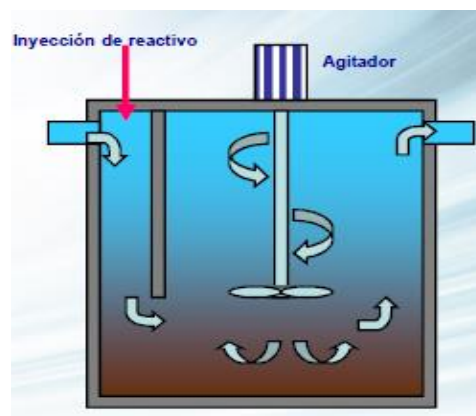
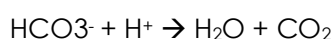
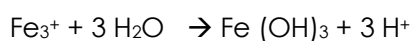


ILUSTRACIÓN 28 Mezclador de flocculante.
Fuente: EOI

De esta forma la reacción presente con el agua es la siguiente:



Con ello se podrán calcular los valores necesarios de reactivo para las distintas dosificaciones

.

Floculación

La floculación, sigue a la coagulación del mismo modo que al añadir material floculante como por ejemplo Poli-electrolito, permite la agrupación de material coloide para su mejor separación. Existen variedades de elementos floculantes que abarcan desde floculantes aniónicos como por ejemplo copolímeros obtenidos del ácido acrílico; hasta no iónicos como los polímeros obtenidos de la acrilamida.

Regulación de PH

Esta regulación de pH, realizada mediante la adición de Ácido Sulfúrico (H_2SO_4) permite limitar la formación de carbonato cálcico en las membranas. Otros elementos utilizados pueden ser el ácido clorhídrico (HCl), el dióxido de carbono (CO_2), y el Hidróxido Sódico (NaOH).

Reducción de Oxidantes

Como se mencionó previamente, uno de los principales problemas asociados a las sales presentes en el agua de mar, como el cloro (Cl), es la formación de óxidos, capaz de generar el deterioro de ciertas partes de la planta, como las membranas. La solución se basa en la dosificación de elementos como el Bisulfito de Sodio ($NaHSO_3$), que limitan la formación de estos óxidos dañinos.

Antiincrustante

Otro de los problemas asociados es la aparición de incrustaciones por la precipitación de sales. Estas formaciones se llevan a cabo cuando la concentración es mayor y terminan creándose cristales debido a la precipitación. La adición de antiincrustantes permite limitar esta formación de cristales y por tanto evita los problemas derivados de la misma. Así pues, estos inhibidores pueden ser por ejemplo el Hexametáfosfato Sódico (HMPNa), combinado con ácido; Poliacrilatos y Organofosfatos.

DAF (Dissolved Air Flotation): sistema de flotación por aire disuelto

Tras los procesos de coagulación y floculación, tiene lugar la denominada flotación (Dissolved Air Flotation). El sistema se basa en la inyección de burbujas de aire para la eliminación de sólidos disueltos en agua. Así pues, se consigue eliminar materia como plancton, algas, coloides. Gracias a los pretratamientos previos como la floculación y la coagulación, el rendimiento de eliminación es mayor.

Según el tipo de requerimientos en el tratamiento, esta dosificación de microburbujas de aire puede ser de burbuja fina, o de burbuja gruesa. Para ello se pueden utilizar aireadores mecánicos o bien difusores de membrana. En los sistemas de aireación mecánica se pueden emplear bombas y sistemas de aspiración con eyectores; mientras que en los sistemas de aireación por membrana se inyectan microburbujas a través de parrillas o discos.



ILUSTRACIÓN 29 Sistemas de aireación de Xylem. A la izquierda parrilla difusora; a la derecha sistemas de aireación por membrana, de burbuja gruesa y burbuja fina. Fuente: Xylem

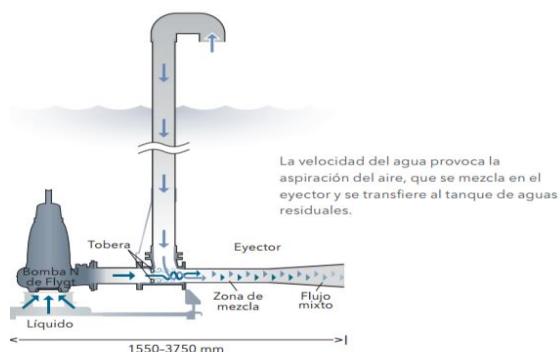


ILUSTRACIÓN 31 Sistema de aireación mecánica.
fuente: Xylem

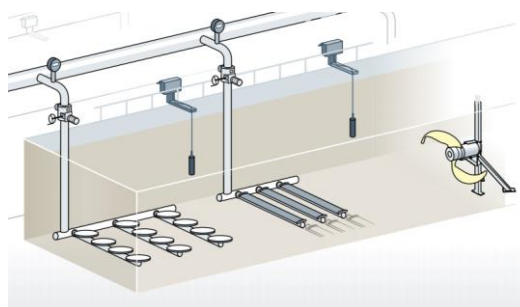


ILUSTRACIÓN 30 Sistemas de aireación. Fuente: Xylem

Pretratamientos físicos

Filtros de anillas

Estos filtros se diseñan con la finalidad de retener partículas de origen mineral y prevenir problemas al sistema de ultrafiltración. Se dispone de un cartucho con anillas que disponen de pequeñas ranuras impidiendo así el paso de partículas de tamaño mayor. destacan por poseer un bajo mantenimiento y la variedad de tamaños de filtrado.

Estos sistemas de filtración poseen dos modos de funcionamiento. En primer lugar, en el modo de filtración de agua, ésta fluye a través de las anillas, que inicialmente se encuentran comprimidas; de este modo las partículas quedan retenidas y el agua es evacuada. En cuanto al proceso de limpieza, este sigue el funcionamiento inverso, ya que las anillas en este caso se encuentran separadas.

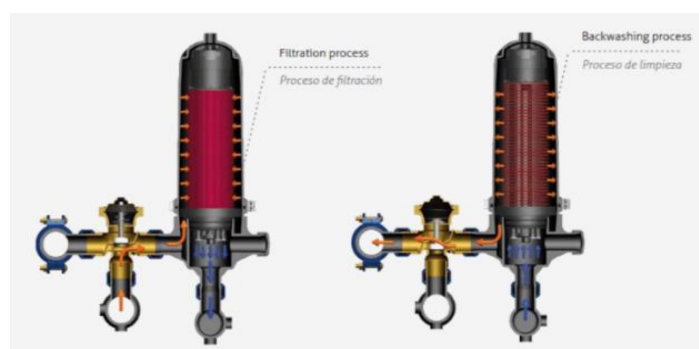


ILUSTRACIÓN 32 Filtros de anillas y funcionamiento. Fuente: STF filtros

Filtros de cartucho

Los filtros de cartucho aseguran el buen funcionamiento de las membranas de Ósmosis Inversa. Los poros de los filtros de cartucho se encuentran entre 1 y 5 micras. Se basan en elementos tubulares alrededor de los cuales se enrollan los materiales filtrantes. La presión de operación establecida debe ser inferior a los 6 bar.

Los materiales empleados suelen ser de polipropileno bobinado y polipropileno expandido. Siendo la disposición de los filtros, tanto vertical como horizontal. Para el diseño de los filtros se debe tener en cuenta un parámetro de especial interés como lo es la velocidad de filtración que normalmente para plantas de Ósmosis Inversa es cercana a los $15 \text{ m}^3/\text{h.m}^2$

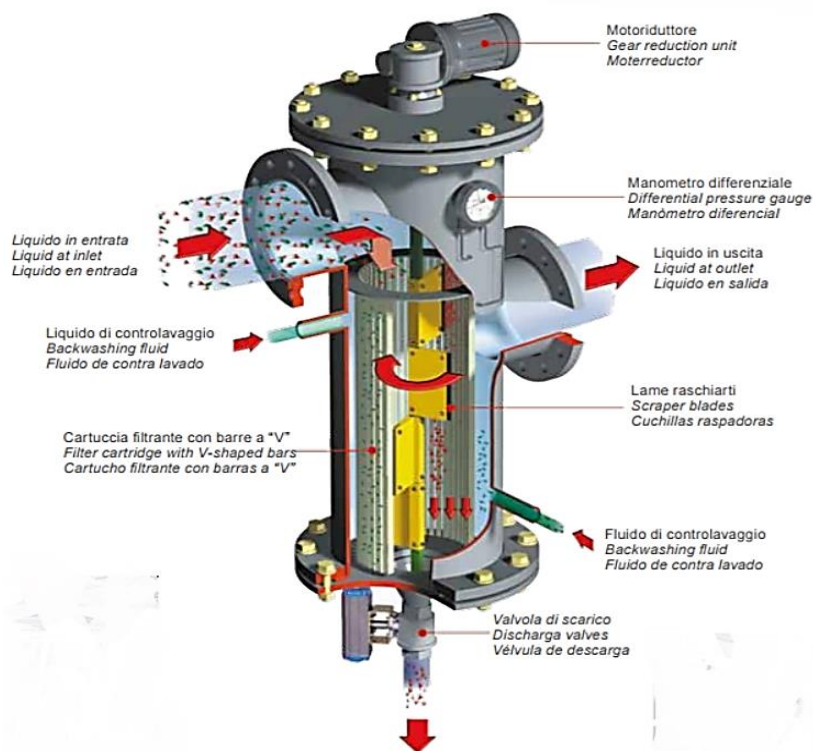


ILUSTRACIÓN 33 Filtro de cartucho auto-limpiante. Fuente: Euspray

Ultrafiltración.

Cabe destacar que la ultrafiltración se enmarca dentro de los procesos de membrana (filtración por membrana), y permite retener los sólidos, bacterias y coloides presentes en el agua a tratar mediante el empleo de fibras huecas con tamaños de poro pequeños (en torno a 0,01 micras). Es un proceso previo necesario para proteger a las membranas de la Ósmosis Inversa, aumentando así la eficiencia de las mismas y su rendimiento y vida útil.

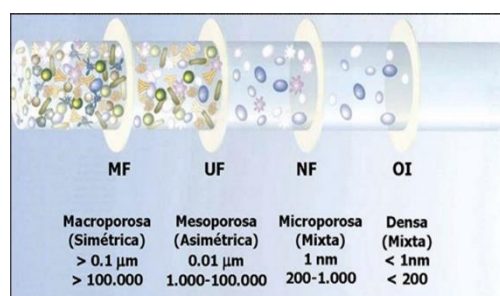


ILUSTRACIÓN 34 Tamaños de poro en filtración. Fuente: Oxidine

Este proceso se enmarca a medias entre la micro-filtración (tamaños de poro de 0,1 a 0,2 micras) y la nano-filtración (tamaño de poro de 0,001 micras). Las membranas de ultra-filtración pueden trabajar en flujo cruzado y en flujo directo. Las presiones de trabajo en ultrafiltración son menores que en la nano-filtración y la Ósmosis Inversa (de 0,5 a 6 bar).



ILUSTRACIÓN 36 Módulo de Ultrafiltración. Fuente: Hydranautics



ILUSTRACIÓN 35 Detalle de las Fibras en membranas de Ultrafiltración. Fuente: Eleesia

A la hora de elegir las membranas en las plantas de Desalinización, es conveniente conocer los parámetros que rigen el comportamiento de las mismas. De este modo uno de los parámetros importantes es el flujo que atraviesa dichas membranas.

Denominando a este flujo Q_m (flujo a través de la membrana), se define el mismo como:

$$Q_m = \frac{\Delta P}{\mu \cdot Res} \left(\frac{m^3}{m^2 \cdot s} \right)$$

Siendo ΔP la variación de presión aplicada (N/m^2), la viscosidad dinámica: μ ($N \cdot s/m^2$); y Res la resistencia de la membrana ($1/m$). Se puede intuir, por lo tanto, que el flujo que atraviesa la membrana será proporcional a la presión aplicada sobre la misma. La resistencia existente en la membrana se debe a efectos del ensuciamiento. (Manju and Sagar 2017)

Post-tratamientos.

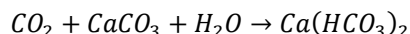
Eliminación de CO_2

Dependiendo del pretratamiento utilizado, y en el caso del gas carbónico, es posible que aparezca CO_2 . Como consecuencia del CO_2 esta agua puede llegar a ser corrosiva. El agua desalada presenta un pH bajo, además de bajos niveles de calcio, como consecuencia del rechazo de los iones. Para conseguir esta reducción es necesaria la instalación de una descarbonatador, cuya instalación se basa en una torre de refrigeración donde se pulveriza agua a contracorriente de una masa de aire que contiene el citado gas.

Remineralización

Para conseguir que el agua sea apta para el consumo, es necesario que sea tratada mediante Remineralización, debido primordialmente a que el agua obtenida de las plantas de desalinización posee una baja salinidad y dureza, lejos de los valores impuestos por las distintas legislaciones. Esta Remineralización puede ser de diversa índole: dosificar CO_2 y cal viva, CO_2 e Hidróxido de Calcio, CO_2 y lechos de calcita, o bien cloruro de magnesio y bicarbonato sódico.

Dosificación de CO₂ y lechos de calcita:



Se produce un ajuste de pH, además de bajar los niveles de CO₂.

Bombeo de alta presión

Como se vio con anterioridad, el proceso de Ósmosis inversa tiene lugar cuando se supera la presión osmótica del fluido, en el caso de la Desalinización, el agua de mar.

Entre ellas destacan las bombas centrífugas y las de desplazamiento positivo.

❖ Bombas centrífugas

Bomba formada por la tubería de aspiración, la voluta y el rodete (impulsor) girando en el interior de la carcasa. Mediante aplicación de energía el impulsor gira, y esto permite al fluido aspirado ser impulsado hacia el exterior de los álabes debido a la diferencia de presión. Estas Bombas son empleadas para bajas presiones y grandes caudales. Pero con un rendimiento inferior a otro tipo de bombas. La elección de la bomba se hará en función a los requerimientos de los sistemas. Según las necesidades en cuanto a parámetros como caudal, presión, etc.

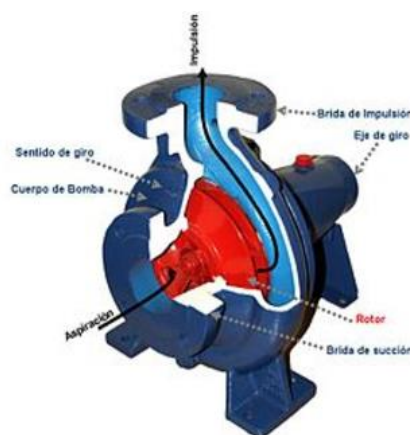


ILUSTRACIÓN 37 Bomba centrífuga.

Fuente: Intercal

❖ Bombas de desplazamiento positivo.

Estas bombas se basan en el desplazamiento positivo. Se alimentan mediante un volumen de líquido, comprimen dicho líquido y lo expulsan. Estas bombas se emplean en Presiones elevadas y bajos caudales, pero con un rendimiento mayor que en bombas centrífugas. Poseen además un bajo consumo energético.

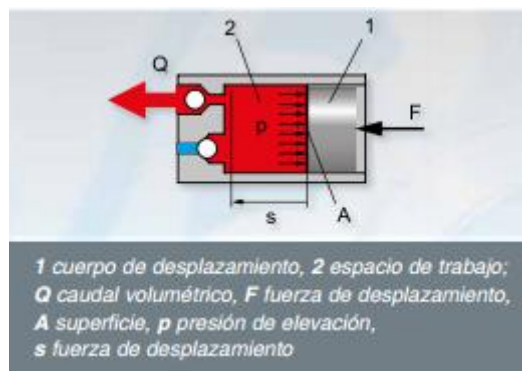


ILUSTRACIÓN 38 Bomba de Desplazamiento positivo. Fuente: Gunt

Configuraciones de la Ósmosis Inversa

Diseño según etapas

La Ósmosis Inversa destaca por la diversidad en lo que a configuraciones se refiere. El sistema de Ósmosis Inversa se instala en cajas de presión (Racks) que se conectan unos a otros. Según el dimensionamiento del sistema, y la longitud de instalación, se obtendrán factores de conversión distintos. Valores estandarizados muestran conversiones de en torno al 45% o 50% para el agua de mar.



ILUSTRACIÓN 39 Bastidores de módulos de Ósmosis Inversa. Fuente: Abengoa Water

Configuración en una etapa:

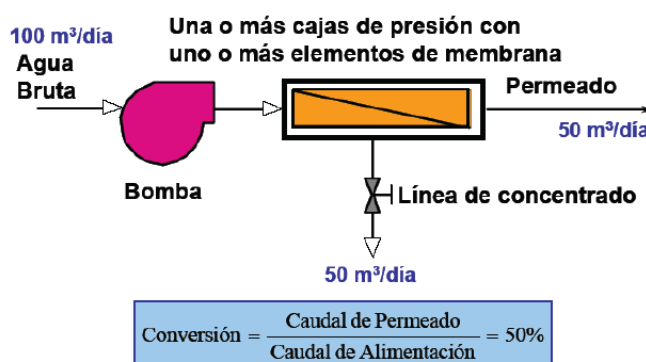
La presión osmótica presente a lo largo de todo el proceso, dado un cierto grado de recuperación r , será, por tanto:

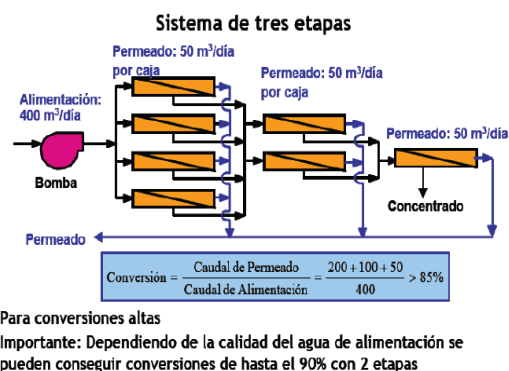
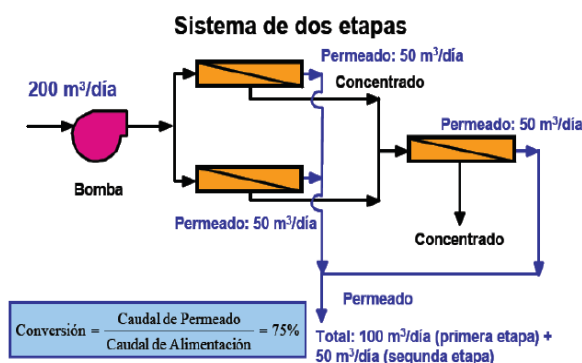
$$\pi(r) = \frac{\pi_o}{1 - r}$$

Teniendo en cuenta que para alcanzar ciertos valores de recuperación se necesita una cantidad de presión hidráulica determinada, denominada R , se puede definir por tanto la energía mínima necesaria para el proceso, E_{min} :

$$E_{min} = \frac{\pi_o}{1 - R}$$

La configuración en una etapa seguiría el siguiente desarrollo, con una ratio de conversión del 50%.

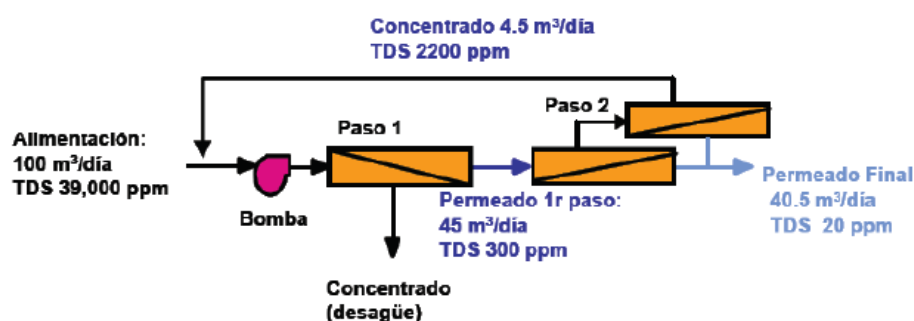


Configuración en dos etapas:**ILUSTRACIÓN 40 Configuraciones de Ósmosis**

Una de las maneras de solventar la problemática asociada a la ratio de conversión, es reutilizar parte de la corriente de rechazo (salmuera), e introducirla en un nuevo sistema de Ósmosis Inversa, que será la segunda etapa. De este modo se obtienen conversiones mayores. Para poder trabajar con la concentración de la primera etapa y para alimentar a la segunda, es necesario instalar una bomba booster antes de la misma.

Diseño según pasos.

En el caso del diseño en pasos, lo que se recircula es el permeado del primer paso de Ósmosis Inversa hacia un segundo paso de Ósmosis. El permeado del primer paso tiene una menor concentración lo que influye directamente en la presión necesaria para trabajar en el segundo paso, que es menor que en el primer paso.

**ILUSTRACIÓN 41. configuración en varios pasos**

De acuerdo a lo expuesto previamente, se aplicarán los balances necesarios para estudiar las Plantas Desalinizadoras, en este caso, las de Ósmosis Inversa. Como se mencionó con anterioridad existen tres caudales en dichas plantas: caudal de alimentación, caudal de rechazo (salmuera), y caudal producto o permeado (agua potable). (Alarc 2010) .

Con estas nociones se puede expresar el balance de solvente (agua) y el balance de soluto (sal). Dichos caudales (m³/h) por tanto, se pueden expresar en las siguientes siglas, acorde al trabajo de S.María (María et al. 2009):

- Caudal de alimentación (Feeding water): Q_f
- Caudal producto: Q_p
- Caudal rechazo: Q_r

Además de ello, cada corriente tendrá una concentración de soluto determinada (esta concentración permite conocer la calidad del agua, y así clasificarla):

- Concentración de soluto en el Caudal de alimentación (Feeding water): c_f
- Concentración de soluto en el Caudal producto: c_p
- Concentración de soluto en el Caudal rechazo: c_r

Siendo el balance de solvente: $Q_f = Q_p + Q_r$

Y el balance de soluto: $Q_f * c_f = Q_p * c_p + Q_r * c_r$

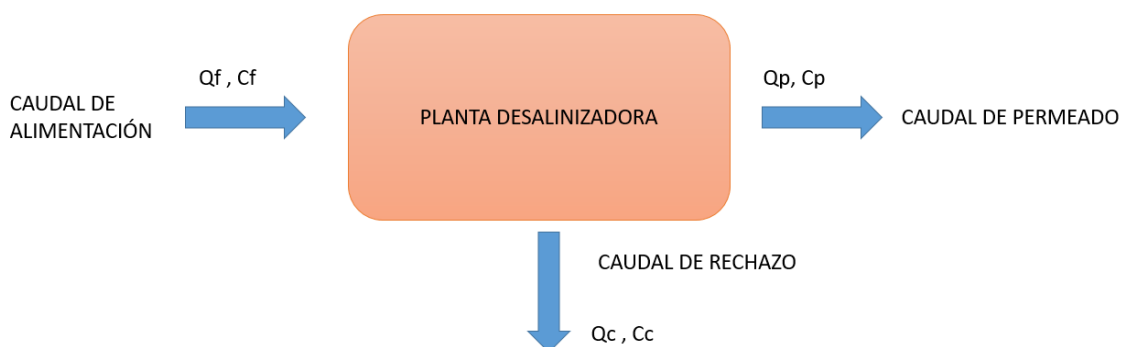


ILUSTRACIÓN 42 Balance de Materia. Elaboración propia

Tras analizar el balance de materia general presente en el ciclo de Desalinización, es importante conocer el factor de conversión, puesto que este dato es inherente a todas las plantas e indica el tanto por ciento de producto (permeado) que se obtiene con cierto caudal de alimentación (Feeding Water). Este dato es de gran interés puesto que indica la eficiencia del propio sistema.

Aplicando los caudales expuestos con anterioridad, el factor de conversión se puede expresar como:

$$Y = \frac{Q_p}{Q_f} * 100 = \left(1 - \frac{Q_r}{Q_f}\right) * 100$$

Expresado en tanto por uno

- Caudal de alimentación (Feeding water): Q_f
- Caudal producto: Q_p
- Caudal rechazo: Q_r

De este modo, un alto valor en el factor de conversión tiene como consecuencia directa un aumento en el factor de concentración del caudal de salmuera. Dichos factores (factor de concentración y factor de conversión) se relacionan de la siguiente manera:

$$\text{Factor de concentración} = \frac{1}{1 - Y}$$

El último factor de interés en el análisis de una Planta de Ósmosis Inversa será el factor de rechazo (R) y el paso de Sales (SP). Dichos parámetros determinarán la calidad final del agua producto.

$$R = \frac{c_f - c_p}{c_f} * 100$$

- Concentración de soluto en el Caudal de alimentación (Feeding water): c_f (Kg/m³)
- Concentración de soluto en el Caudal producto: c_p (Kg/m³)
- R= Rechazo de Sales (%)

De acuerdo a esta fórmula, el paso de sales será, por tanto:

$$\text{Paso de Sales (SP)} = 100 - R \quad (\%)$$

PRESIÓN OSMÓTICA

Determinada mediante la Ley de Vant Hoff:

$$\pi = \Phi * C * R * T$$

Donde:

- π es la presión osmótica
- Φ es el coeficiente de presión osmótica
- C concentración en mol/l
- R la constante de los gases
- T es la Temperatura (K)

Las plantas de Ósmosis Inversa se distribuyen en distintos módulos. En primer lugar, existe la toma de agua (Intake) o captación de agua (inmisario). Suelen ser de mayor interés las tomas cerradas debido a su menor exposición a agentes contaminantes.

Tras esta captación el agua es bombeada al sistema donde, tras un pretratamiento inicial con productos químicos, y tras una serie de procesos como la decantación y la floculación-coagulación (que se explicarán con más detalle) es enviada a la ultra-filtración, para posteriormente pasar a los módulos de Ósmosis Inversa, y por últimos el tratamiento para su consumo.

RECUPERACIÓN DE ENERGÍA

Uno de los campos de mayor avance en las plantas de Desalinización ha sido el de la recuperación de energía. Esta recuperación se basa en los parámetros de caudal de rechazo y la presión de la instalación; y por tanto mayor será cuanto mayor sean estos parámetros. Cabe destacar la variedad de sistemas empleados en estas secciones.

Turbina Pelton

Inicialmente se usaban recuperadores centrífugos como Turbinas Francis y Pelton, que se acoplan al eje de la bomba de alta presión; además de los turbocharger que se acoplan directamente a la bomba. Debido a que el caudal de rechazo de la Ósmosis tiene una elevada presión, esta se convierte en energía cinética. Para conseguir esto, el caudal de rechazo (Q_r) se introduce por un inyector (tobera), que posee una aguja, a fin de regular la velocidad del fluido. Este inyector impulsa el chorro hacia los álabes, que giran, provocando una energía de rotación. Esta energía se aprovecha para reducir el consumo energético en la bomba principal de alta presión.

Sin embargo, esta tecnología se ha ido sustituyendo por las cámaras isobáricas en los últimos años, debido a la eficiencia energética de las últimas.

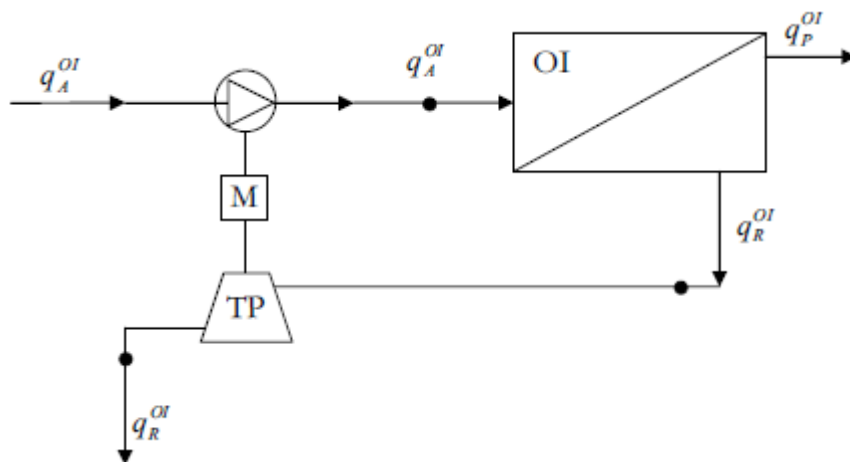


ILUSTRACIÓN 43 *Turbina Pelton acoplada a Ósmosis Inversa*

Cámaras Isobáricas

En la actualidad el método empleado son los recuperadores de tipo Isobárico, que son máquinas rotativas capaces de transmitir la presión obtenida del caudal de rechazo (salmuera) a la Ósmosis Inversa. Su principal característica es la gran eficiencia y el ahorro con respecto a los sistemas centrífugos.

Se consiguen reducciones energéticas visibles, tal y como muestra A. Estevan (Estevan and García 2007) en su artículo donde, según sus estudios, y en un ejemplo, las Turbinas Pelton consumen 2.74 kWh/m³ frente a los 2.51 kWh/m³ de las cámaras isobáricas.

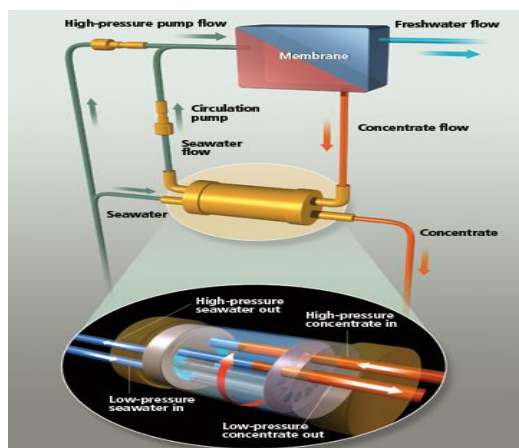


ILUSTRACIÓN 44 *Acoplamiento del sistema ERI a las plantas de Ósmosis Inversa. Fuente: Energy Recovery*

El funcionamiento se basa en el intercambio de presión en el interior de estos dispositivos. Para ello, se aprovecha la presión de rechazo del módulo de ósmosis inversa para conseguir un menor consumo energético. Así pues, como base de funcionamiento (seguir el esquema representado más abajo), la salmuera procedente de la Ósmosis Inversa (C) se hace pasar a través de los dispositivos de recuperación de energía (Modelos PX) donde se produce el intercambio de presión con el agua de mar. (Recalcar que el intercambio es de presión, y no de fluido). El flujo de mar que sale del dispositivo PX, ya presurizado (B), se recircula mediante una bomba (bomba booster) (F), y se une al caudal que procede de la bomba de alta presión (E).

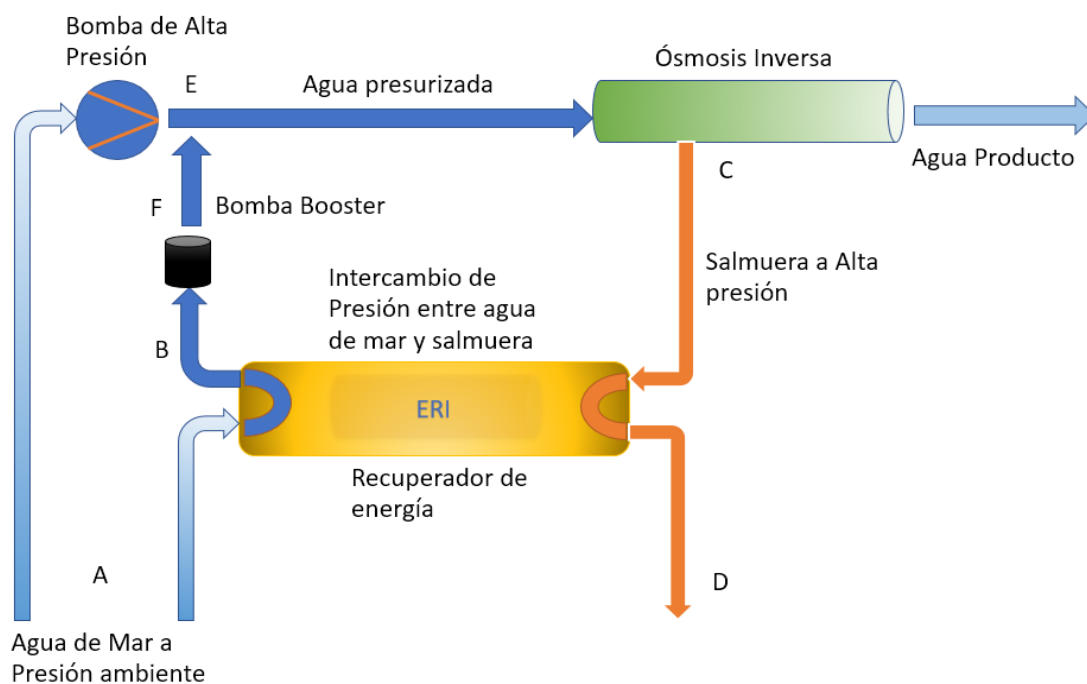


ILUSTRACIÓN 45 Acople ERI en Ósmosis Inversa. Elaboración propia

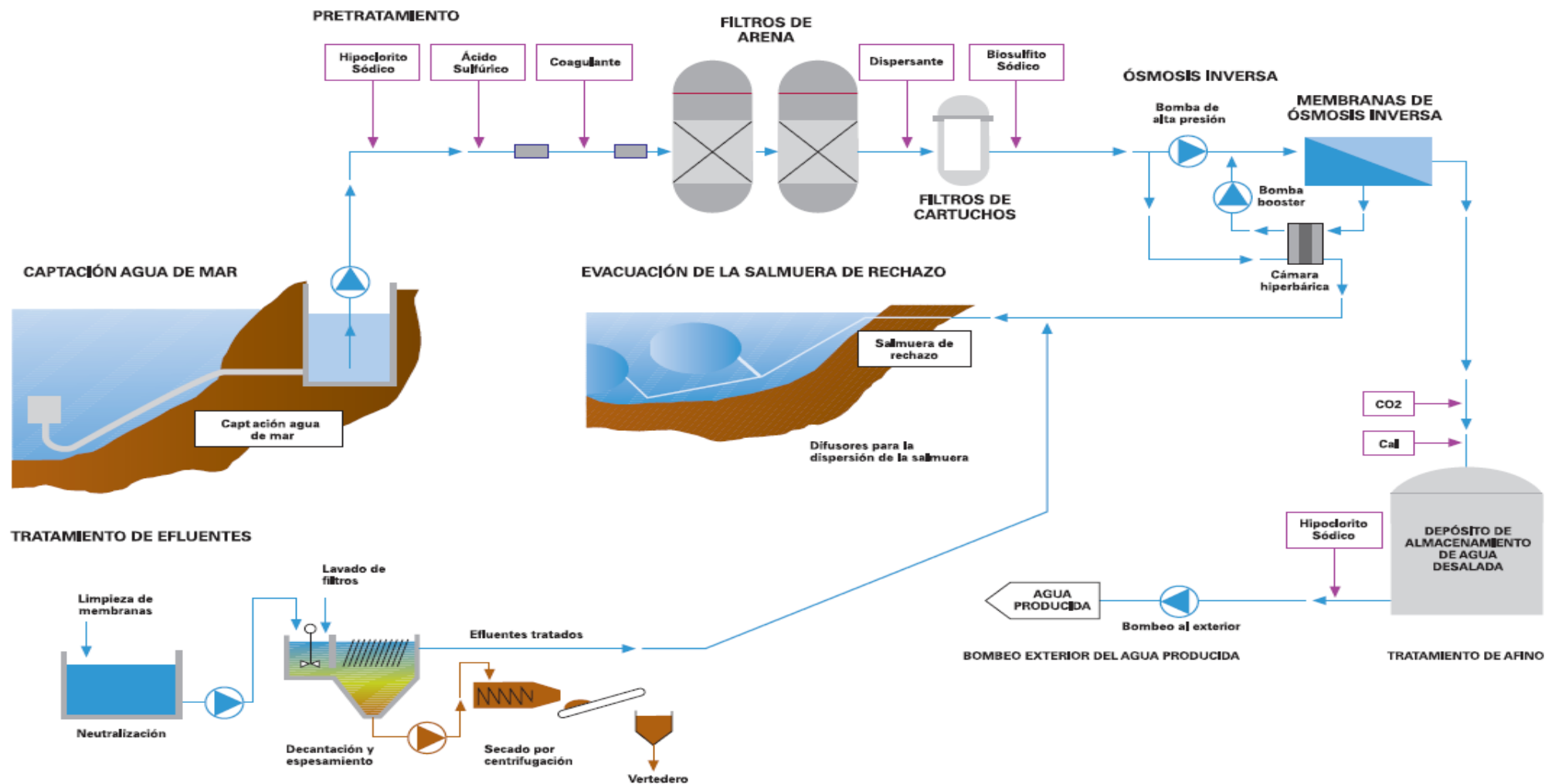


ILUSTRACIÓN 46 Planta de Ósmosis Inversa

2.3. LA TECNOLOGÍA SOL-BRINE

Tras poner en antecedente las técnicas de Desalinización actuales, procederemos a definir la metodología a seguir en el presente proyecto. Antes de comenzar con la misma, se realizará una introducción a la Tecnología sobre la cual haremos el estudio. En este caso, los cálculos se basan en la Tecnología Sol-Brine.

El impacto medioambiental de la Desalinización

El impacto medioambiental generado por las plantas de Desalinización, y en concreto la Ósmosis Inversa, tiene ligado tanto un impacto indirecto como directo. De este modo, en lo referido al impacto directo, destaca el generado por el retorno de la salmuera vertida al mar. Este vertido de salmuera crea una desestabilización en las corrientes de agua marina, aumentando su concentración y suponiendo un grave riesgo, como confirman R.Einav y K.Harussi en su trabajo (Einav, Harussi, and Perry 2003). Estas concentraciones suponen el doble o más de la propia concentración marina. En las Plantas de Ósmosis Inversa la concentración de la corriente de rechazo (salmuera) está entre el 30 % y 70%, es decir entre 13 y 1.7 veces mayor que la concentración del agua de mar. Asimismo, ciertos agentes químicos utilizados en los pretratamientos pueden aparecer en pequeñas dosis en estas corrientes de salmuera, tales como los expuestos por Sadhwani (Sadhwani, Veza, and Santana 2005):

- ❖ Hipoclorito de Sodio, empleado para clorar el agua y prevenir crecimiento biológico en las membranas
- ❖ Cloruro Férrico, cuya aplicación principal es la de actuar como agente desinfectante en la floculación y en la flotación.
- ❖ Ácido sulfúrico y ácido clorhídrico para ajuste de pH.
- ❖ Bisulfito de Sodio.

Asimismo, una de las consecuencias del vertido de estos fluidos es la eutrofización de las corrientes. Estos es un incremento masivo de los nutrientes, debido



ILUSTRACIÓN 47 Planta Desalinizadora en Adelaida (Australia). Tecnología: Ósmosis Inversa. Capacidad: 300.000 m³/d. Fuente: ACCIONA

principalmente a los altos niveles de fosfatos en las salmueras. Otro de los problemas medioambientales asociados es el requerimiento de grandes terrenos, normalmente alejados de la población y cercanos a grandes zonas costeras. De este modo para una planta de Ósmosis Inversa cuya producción se estima en 10000 m³/d, el área de terreno necesaria sería de unos 10000 m². En lo respectivo al impacto indirecto, cabe resaltar la problemática de la energía necesaria para poner en marchas las citadas plantas. Para obtener energía eléctrica, en plantas convencionales es necesario el uso de combustibles, que, al producir la combustión necesaria, son los causantes directos de la producción de gases nocivos, como por ejemplo el dióxido de carbono, y en estrecha relación con el cambio climático. Este hecho es el justificante del uso de las Energías Renovables como fuente alternativa, para la producción de una energía limpia, como fuente de energía para las Plantas Desalinizadoras.

A continuación, se exponen los impactos asociados a la descarga en las plantas desalinizadoras.

TABLA 4. Impactos asociados a las Plantas Desaladoras

ORIGEN		IMPACTO	
Origen	Características	Efecto	Nivel de Impacto
Salmuera	Temperatura Elevada	Polución térmica	Medio
		Reducción del Oxígeno Disuelto	Medio-Alto
	Alta Concentración	Efectos graves en especies	Bajo
Productos Corrosivos	Metales Pesados	Toxicidad	Alto
Químicos de Pretratamientos	Aditivos anticorrosión y anti escalantes	Aumento del PH	Alto
		Toxicidad	Alto
Bombas	Ruido		Bajo

El tratamiento de la salmuera: zonas del interior

Los vertidos de Salmuera provenientes de Plantas Desalinizadoras son uno de los problemas asociados a las mismas. Estos vertidos, como se comentó con anterioridad, afectan de manera directa al medioambiente. Realizando un análisis de los métodos empleados, tal como se expone en Sol-Brine (SOL-BRINE 2010):

Inyección profunda en acuíferos

Inyección del agua de rechazo hacia acuíferos de gran profundidad, mediante pozos perforados. Es una técnica de gran coste económico.

Inyección profunda de pozos

Se eliminan residuos industriales y líquidos considerados por su peligrosidad en pozos de gran profundidad.

Estos pozos gozan de una profundidad aproximada de 2500 metros. Sin embargo, para la aplicación de este método es necesario una gran inversión de capital; además de los problemas existentes por corrosión o fugas. A pesar de ello y otros factores, sigue siendo uno de los métodos más rentables.

Reinyección en acuíferos

Este método se aplica principalmente en plantas de pequeño tamaño y se basa en la reinyección de la salmuera hacia el mismo acuífero usado como alimentación, provocando así el aumento de la salinidad de dicho acuífero

Descarga a plantas de tratamiento residual

La descarga a plantas de tratamiento residual se suele llevar a cabo cuando estas se encuentran cerca. Sin embargo, es necesario controlar parámetros como la composición de la salmuera; debido principalmente a la capacidad de tratamiento de la planta en cuestión

Descarga a la red de alcantarillado.

Método en uso en plantas de pequeño tamaño, que descargan los vertidos a la red de alcantarillado. Este proceso permite la dilución del vertido. Por otro lado, las aguas residuales aumentan en TDS (total dissolved solids), y podría derivar en la incompatibilidad con el uso en los riegos.

Descarga a tierra abierta

Un uso menos frecuente, pero aplicado en Arabia Saudí. Se vierte el agua de rechazo al desierto, aumentando así la salinidad del agua subterránea. También influye en el deterioro del suelo, debido a la reducción de la tasa de infiltración de agua y aireación del suelo.

Reutilización en agricultura o paisajismo

El agua de rechazo como uso para aplicaciones agrícolas o paisajísticas se suele llevar a cabo. Si bien, es necesario controlar los niveles de salinidad debido a la posible degradación del ambiente.

Descarga hacia aguas superficiales interiores.

Aplicado en plantas de tamaño pequeño. Es posible evacuar el agua de rechazo hacia aguas superficiales, consiguiendo así una dilución. Sin embargo, corrientes como ríos o lagos no son viables de forma ambiental.

Estanques de evaporación

Es uno de los métodos más usados y con mayor tradición. Su funcionamiento se basa en estanques en los que el agua de mar se evapora, dejando la sal en estanques de cristalización. De construcción relativamente sencilla, pues consiste en una excavación en la que se acumulan los rechazos de la Desalinización. Así pues, mediante la irradiación solar el agua es evaporada, consiguiendo la separación de la sal.

El tratamiento de la salmuera: zonas costeras

Pese a los métodos citados con anterioridad, la eliminación de la salmuera mediante descarga a mar abierto es una de las prácticas más extendidas, en plantas de situadas en zonas costeras. Se pueden eliminar de manera superficial (océanos, bahías, etc.) o bien de manera sumergida. Para ello se emplean grandes construcciones de tuberías sumergidas en zonas lejanas, a diferencia de la eliminación superficial que se realiza en lugares próximos.

Descarga por tubería en zonas lejanas

Para evitar que el agua de alimentación a las plantas se vea contaminada, es necesario que la descarga se encuentre a gran distancia ("mar adentro") de la entrada a dichas plantas.

Descarga directa en la costa

Aplicado en plantas pequeñas, no suele ser una opción con viabilidad, debido a al alto impacto ambiental generado, por las altas tasas de salinidad que se producen; que pueden concurrir en la alta contaminación de las aguas.

Descarga a planta de producción de sal

Se trata de un método económico de con bajo impacto ambiental.

En lo respectivo a las técnicas de vertido de salmueras, existen varias que, según el estudio realizado por Culligan (Culligan, Tinos, and Ntua 2010) son las siguientes :

TABLA 5 Técnicas de vertidos de salmueras

Técnica	Ventajas	Desventajas	
<i>Descarga directa a la superficie</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Bajo coste -Altas tasas de dilución -Procesos naturales de degradación 	<ul style="list-style-type: none"> -La dilución depende de las condiciones hidrodinámicas -Polución térmica, aumento de pH, daño del medio biológico 	
<i>Descarga a una planta de tratamiento residual</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Disminuye la demanda de oxígeno biológico -Disminuye la concentración de la salmuera -Uso de infraestructura 	<ul style="list-style-type: none"> -Inhibe el crecimiento de bacterias -Impide el uso del agua para irrigación debido al aumento de los TDS y de la salinidad -Disminuye la capacidad hidráulica de las plantas de tratamiento residual 	
<i>Inyección profunda</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Viable para plantas de pequeño volumen de salmuera -Sin impacto marino 	<ul style="list-style-type: none"> -Viabilidad económica sólo para grandes volúmenes -Aumento de la salinidad de aguas subterráneas 	
<i>Aplicaciones de tierra</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Sin impacto marino -Viable para plantas de pequeño volumen de salmuera 	<ul style="list-style-type: none"> -Requiere grandes áreas de tierra -Adecuado para pequeños caudales de descarga -Puede afectar a la vegetación -Necesidad de sistema de almacenamiento y distribución. 	
<i>Estanques de evaporación</i>	<ul style="list-style-type: none"> -En regiones áridas -Posible explotación para comercio -Sin impacto marino -Bajo esfuerzo tecnológico 	<ul style="list-style-type: none"> -Opción cara -Riesgo de contaminación del suelo y aguas subterráneas -Necesidad de climas secos y altos ratios de evaporación -Grandes áreas de tierra. 	
<i>Zero liquid discharge</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Posibilidad de producir descarga cero -Recuperación de sales y minerales -Sin impacto marino 	<ul style="list-style-type: none"> -Alto coste -Alto consumo energético -Producción de desechos sólidos 	
<i>mezcla con agua de refrigeración</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Conseguir la dilución de efluentes antes de la descarga -Combinar las corrientes de descarga reduce el coste y el impacto medioambiental 	<ul style="list-style-type: none"> -Necesidad de central térmica cercana 	
<i>Mezcla con el efluente del tratamiento de aguas residuales</i>	<ul style="list-style-type: none"> -No hay sobrecarga de la planta de tratamiento -Usa infraestructura existente 		

A) Zero Liquid Discharge: Tecnología Sol-Brine

Los fundamentos del Zero Liquid Discharge se basan en la producción de un producto seco y sin rechazo de agua al medio ambiente. Mediante este sistema se pretende el aprovechar los recursos disponibles, minimizando los vertidos conflictivos. Tras una serie de procesos, entre los que se encuentra la evaporación, concluye con el producto final sólido, en forma de sales precipitadas que tienen amplias aplicaciones en el mercado

La Tecnología Sol-Brine nace como respuesta a estos problemas derivados del control de vertidos perjudiciales al medioambiente. (Ax et al. 2015). Los objetivos principales de esta tecnología son, por un lado, conseguir la “descarga cero” de líquido (Zero Liquid Discharge), permitiendo eliminar por tanto las salmueras generadas en las plantas desalinizadoras; y, por otro lado, conseguir general sal (seca) con alto valor. La citada tecnología tuvo su origen en la Isla de Tinos, en Grecia.

B) Marco Común Europeo

El Proyecto Sol-Brine se enmarca dentro del marco europeo LIFE +, si bien es interesante mencionar las legislaciones existentes, en materia de aguas y Desalinización.

Destacamos entonces:

1. Directiva de Aguas Superficiales (75/440/EEC)
Normas para la calidad de las aguas superficiales referentes al consumo de agua potable
2. Directiva sobre sustancias peligrosas (76/464/CEE)
Prevención y minimización de elementos contaminantes.
3. Directiva sobre aguas subterráneas (80/68/CEE)
Vertidos sobre aguas subterráneas
4. Directiva sobre aguas de baño (76/160/CEE)
Asociado a los parámetros de indicadores bacteriológicos en aguas de playa.
5. Directiva sobre prevención y control de la contaminación (96/61/CE)
Impacto sobre el medioambiente de la actividad industrial.
Materias como medidas en prevención de la contaminación y la producción de residuos
6. Directiva sobre aguas residuales urbanas (91/271/CEE)
Centrada en aguas urbanas y su protección frente al medio ambiente
7. Directiva sobre el agua potable (98/93/CEE)
Normas para el consumo de agua potable.
8. Directiva Marco sobre Agua (2000/60/CE)
Uso sostenible del agua.
Evaluación de la recuperación de los costes de los servicios de agua.
Evaluación del tratamiento de aguas residuales. Control sobre puntos de descarga

Se pretende, por tanto, cumplir con la normativa vigente, y, además, conseguir reducir el impacto medioambiental, mediante la reducción de emisiones de CO₂, en su mayor

parte, además de suponer un medio viable para evitar la descarga de salmuera al medioambiente.

C) Descripción del proyecto Sol-Brine

La Planta de Sol-Brine basa su funcionamiento en el tratamiento de la Salmuera procedente de una Unidad de Ósmosis Inversa. Para ello, es necesario el acoplamiento de estos sistemas a la salida del caudal de rechazo de las plantas de Desalinización. Sirviendo dicho caudal como alimentación del sistema Sol-Brine. Las grandes ventajas de esta tecnología son una alta tasa de recuperación del agua (90%) y la eliminación total de la salmuera. Para ello se emplea la Energía Solar, utilizando colectores solares, así como generadores fotovoltaicos. (Xevgenos et al. 2014).

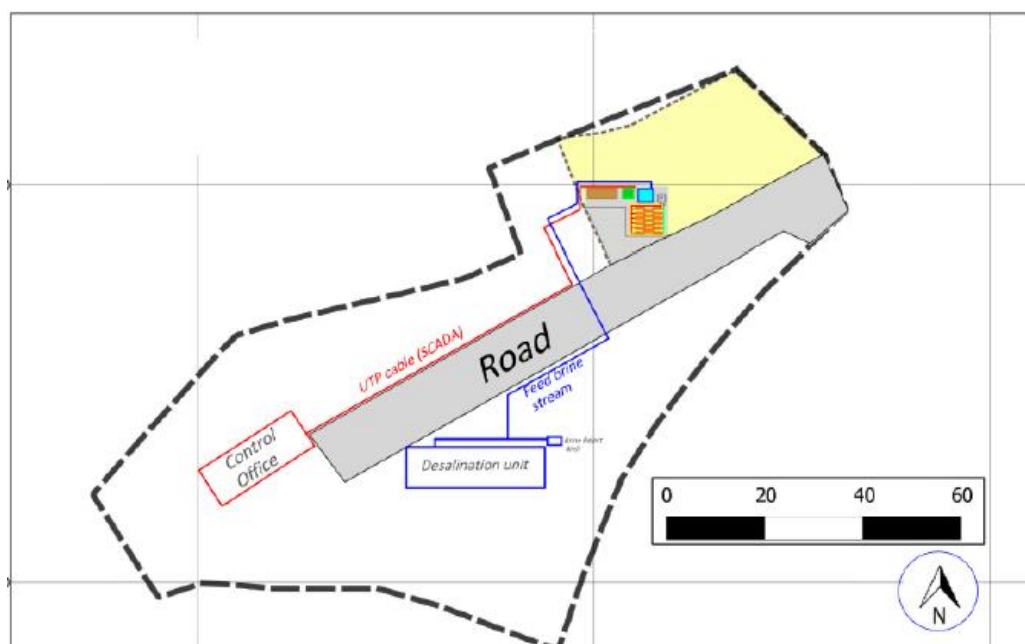


ILUSTRACIÓN 48 Localización de la planta sol brine

Las partes principales son el Evaporador, el Cristalizador y el Secador. Además de ello, como fuente de energía se hace uso de colectores solares y placas fotovoltaicas.

Así pues, la planta en cuestión hace uso de una energía renovable como es el Sol. Mediante los colectores solares y las placas fotovoltaicas se obtiene la energía necesaria (tanto eléctrica como térmica) para el funcionamiento del conjunto, asegurando así una fuente de energía limpia.

El funcionamiento se basa en el siguiente esquema, como explicaremos a continuación:

- (1) El agua de rechazo (salmuera) generada en la Ósmosis Inversa (OI), es el agua de alimentación a nuestro evaporador.
- (2) En él, y gracias a la configuración en dos efectos se consigue concentrar aún más esta salmuera que introducimos en la alimentación. Los colectores solares permiten generar el vapor necesario que es usado como calor en el primer efecto.

Del evaporador, por tanto, se extrae una corriente más concentrada que la inicial y otra corriente de líquido diluido. La corriente concentrada servirá como alimentación al módulo Cristalizador.

- (3) En el Cristalizador la salmuera concentrada procedente del Evaporador, mediante cristalización de las partículas de sal consigue obtener, de nuevo, dos corrientes, una de concentrada ("Slurry", que servirá como alimentación al módulo Secador) y otra diluida.
- (4) Ya por último en el secador Solar, es donde se obtiene, por operación de secado un producto final seco.

El esquema básico de funcionamiento, acoplado a la planta de Ósmosis Inversa, sería el siguiente:

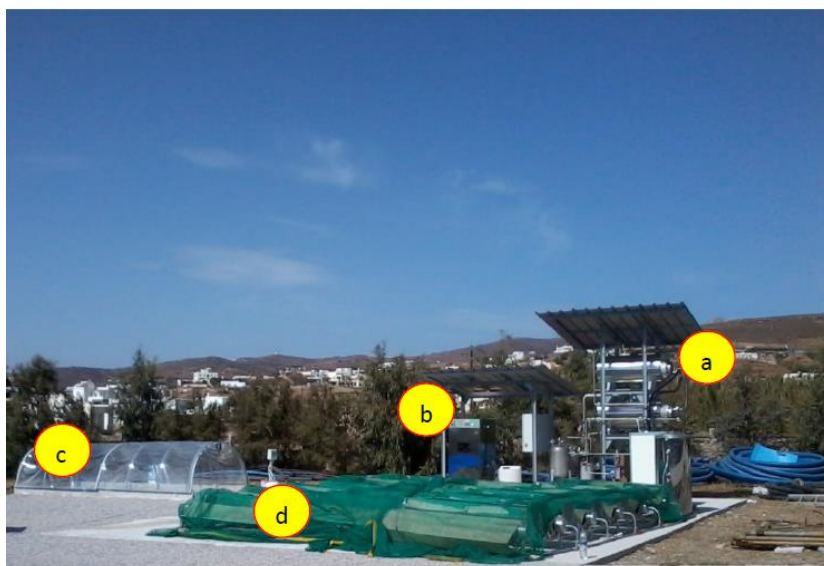


ILUSTRACIÓN 49 Esquema sol-brine. A) Evaporador. B) Cristalizador. C) Secador D) Colectores. Fuente: (Culligan 2012)

Grecia destaca por poseer un clima Mediterráneo, con temperaturas que se mantienen entre los 13 y los 27°C en y los 7 y 21°C. En lo que respecta a la radiación solar, y por tanto las horas de luz, encontramos valores comprendidos en una máxima de 14h de irradiación en los meses de verano y 4h en las estaciones más frías, según sigue el esquema.

Luz diurna media / Promedio de insolación Tinos, Grecia

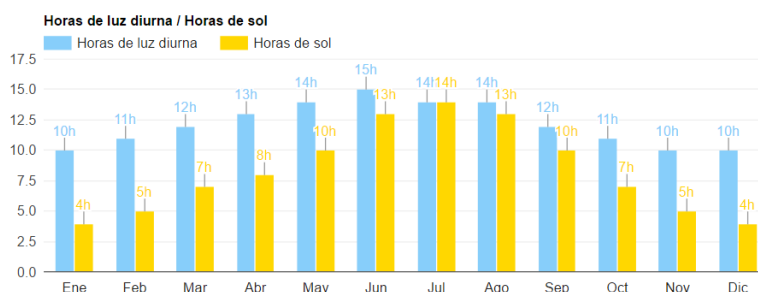


ILUSTRACIÓN 50 Datos de luz solar en Tinos

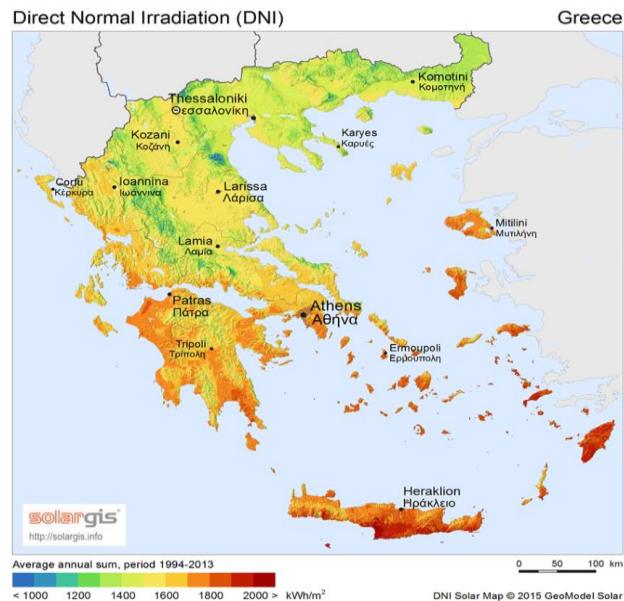


ILUSTRACIÓN 51 Radiación normal directa en Grecia

Estos datos son de especial interés, puesto que nos permiten estimar las horas de funcionamiento de la planta, ya que esta se rige por la fuente de energía natural que es el Sol, y por tanto estará en marcha un número determinado de horas. Además, cabe resaltar, que los datos de radiación son especialmente importantes a la hora de elegir un emplazamiento para la construcción de una Planta que opere mediante energías renovables.

Tras poner en conocimiento la Tecnología Sol-Brine, se realizará una descripción de la metodología a emplear. El objetivo del proyecto es analizar las eficiencias en este tipo de Tecnología. Para realizar dicho análisis se empleará el análisis exergético, que se explicará detalladamente. En primera instancia, se procederá a los cálculos termodinámicos asociados a cada módulo. Posteriormente, se aplicarán las leyes de Exergía, y por último se aplicarán los principios de economía y Exergoeconomía para analizar los costes de las corrientes, y poder estudiar la viabilidad del proyecto.

CAPÍTULO 3: METODOLOGÍA

3.1. METODOLOGÍA: LA EXERGÍA

La Exergía es definida como el trabajo útil máximo de un sistema que puede obtenerse, llevando el sistema desde un estado inicial a un estado final donde se tienen propiedades del ambiente. El Estado muerto se define como el estado ambiente (medio natural) sobre el cual basamos los cálculos de nuestro sistema. Por lo general, se suele identificar con una $T=25^{\circ}\text{C}$ y una presión $P=1$ bar. El estado muerto restringido es el estado que estudiamos (en su propia composición) pero en condiciones del Estado Muerto (P_o, T_o).

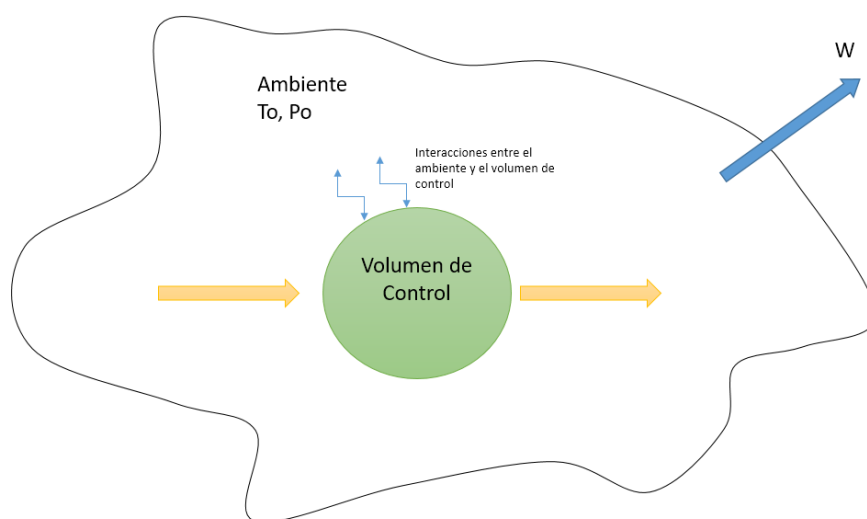


ILUSTRACIÓN 52. Volumen de Control de un sistema. Elaboración propia

Realizando un balance de energía a este sistema tenemos que:

$$\Delta U_c = Q_c - W_c$$

Por tanto:

$$W_c = -\Delta U_c$$

Donde W_c es el trabajo desarrollado por el sistema, y ΔU_c la variación de energía interna del mismo.

$$\Delta U_c = (U_o - U) + \Delta U^e$$

Donde ΔU^e es el cambio de energía en el ambiente (entorno).

Siendo esta variación la siguiente:

$$\Delta U^e = T_o \Delta S^e - p_o \Delta V^e$$

Con ello, y agrupando las ecuaciones se tiene que el trabajo es:

$$W_c = (U_o - U) - (T_o \Delta S^e - p_o \Delta V^e)$$

El volumen del sistema total, se mantiene constante y por ello la variación de volumen del ambiente queda como:

$$\Delta V^e = -(V_o - V)$$

Y añadiendo esto a la ecuación se tiene que:

$$W_c = (U_o - U) + p_o(V - V_o) - (T_o \Delta S^e)$$

Para obtener el máximo trabajo teórico se emplea un balance de entropía.

$$\Delta S_c = S_{gen}$$

Donde S_{gen} es la generación de entropía dentro del sistema cerrado.

Asimismo ΔS_c es la variación de entropía del sistema combinado, y resulta de la suma del cambio de entropía del volumen de control y el ambiente:

$$\Delta S_c = (S_o - S) + \Delta S^e$$

Ajustando la ecuación obtenemos:

$$W_c = (U_o - U) + p_o(V - V_o) - T_o(S - S_o) - T_o S_{gen}$$

Donde S_{gen} depende de la naturaleza del proceso.

El máximo trabajo teórico se obtiene cuando la entropía generada es igual a cero, y por tanto la ecuación se reduce a:

$$W_{cmax} = (U_o - U) + p_o(V - V_o) - T_o(S - S_o)$$

Exergía Física

La exergía física de un sistema se puede expresar como:

$$E^{PH} = (U - U_o) + p_o(V - V_o) - T_o(S - S_o)$$

Donde U se corresponde con la energía interna, V el volumen y S la entropía del sistema; siendo los subíndices "o" los correspondientes para el estado ambiente.

De este modo la exergía física podría expresarse como:

$$E^{PH} = \dot{m} * (h - h_o - T_o(S - S_o))$$

Es decir, la exergía física se debe a las diferencias en presión y temperatura entre el sistema a estudiar y el entorno.

Así pues, debido al volumen de control de todo el sistema, sólo se permite intercambio en forma de trabajo; sin que se produzcan intercambios de calor con respecto al sistema combinado.

Exergía química

Se define la exergía química como el máximo trabajo que se puede desarrollar cuando el sistema evoluciona en condiciones del estado muerto, alcanzando el equilibrio químico con el estado muerto.

$$Exq = \sum_i^n N_i * [\mu_i^0 - \mu_{i,o}]$$

Donde:

- n es el número de especies presentes
- N_i es el número de moles del componente i
- μ_i^0 potencial químico del compuesto " i " en condiciones de estado muerto restringido
- $\mu_{i,o}$ potencial químico del compuesto " i " en condiciones de estado muerto.

Tras conocer las distintas Exergías de un sistema, se puede proseguir con los cálculos de referidos al balance exergético.

$$EXt^s = EXt^e + ExQ - Exw - Exd$$

Donde:

- EXt^s exergía que sale del volumen de control
- EXt^e exergía que entra al volumen de control
- ExQ exergía en los flujos de calor
- Exw exergía en los flujos de trabajo
- Exd exergía destruida por irreversibilidades

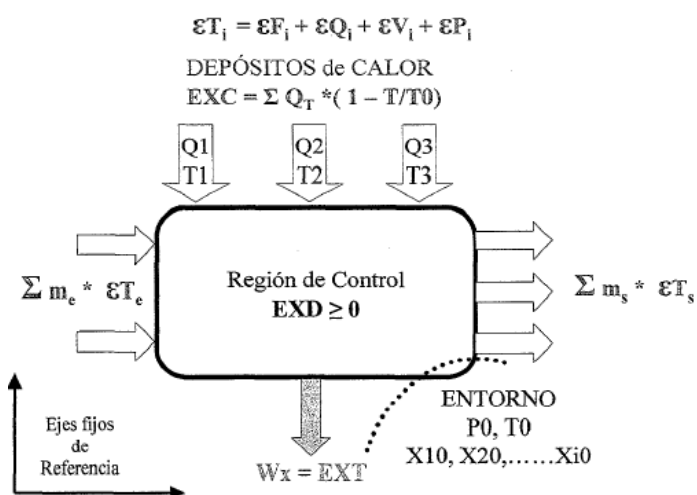


ILUSTRACIÓN 53 Balance Exergético. Fuente: (Doctoral 2004)

Donde:

- $ExQ = \sum Q_t * \left[1 - \frac{T}{T_o}\right]$ es la exergía debida a un flujo térmico y es el máximo trabajo que desarrolla una corriente de calor a temperatura ($T-Q_t$) usando el ambiente a T_o
- $Exw = -W_x$ es el trabajo.
- Exd es la destrucción exergética, debida a la irreversibilidad.

$$Exd = T_o * \left[\sum m_s * s_s - \sum m_e * s_e + \int \frac{dS}{dt} - \sum \frac{Q_t}{T} \right]$$

también se puede referir a la destrucción de exergía según la definición de Sharqawy (Sharqawy, Lienhard V, and Zubair 2011):

$$\sum Exergía\ entrante - \sum Exergía\ sale = Exergía\ destruida (Exd)$$

También, de un modo más intuitivo, se puede expresar el balance exergético tal y como cita Romero-Ternero (Romero-Ternero, García-Rodríguez, and Gómez-Camacho 2005);

$$Producto (P) = Fuel (F) - Destruccion (D) - Pérdidas (L)$$

Tras definir el balance, así como la exergía destruida, es conveniente definir los conceptos de Producto y el Fuel, para entender los rendimientos exergéticos, así como el análisis Termo-económico que realizaremos más adelante.

De una intuitiva, se denomina Producto a todo aquello que queremos obtener en el sistema a estudiar. Siendo el Fuel, todo recurso que empleamos para obtener nuestro Producto.

Para profundizar más, se pueden emplear las definiciones remarcadas por Tsatsaronis (Lazzaretto and Tsatsaronis 2006) en las que definen, de una manera más concreta:

- **Producto:**
 - + Los valores de exergía considerados en la salida (incluyendo la exergía de los flujos que se generan en el componente)
 - + Más los incrementos de exergía entre la entrada y la salida que están de acuerdo a los propósitos del componente.
- **Fuel:**
 - + Valores de exergía considerados en la entrada (incluyendo la exergía de las corrientes de energía que se suministran al componente).
 - + Exergía que aumenta entre la entrada y la salida
 - Menos los incrementos de exergía que no están en los propósitos del componente

O bien como exponen Romero-Ternero (Romero-Ternero, García-Rodríguez, and Gómez-Camacho 2005).

- Producto (P): es el flujo obtenido. Es el objetivo del sistema
- Fuel (F): Recurso usado para generar el Producto deseado
- Pérdidas (L): Flujos que no tienen uso. Es necesario conocer si son pérdidas totales o es posible su aprovechamiento.

Para entender mejor este concepto podemos aplicar el esquema como explica Tsatsaronis en su publicación (Lazzaretto and Tsatsaronis 2006):

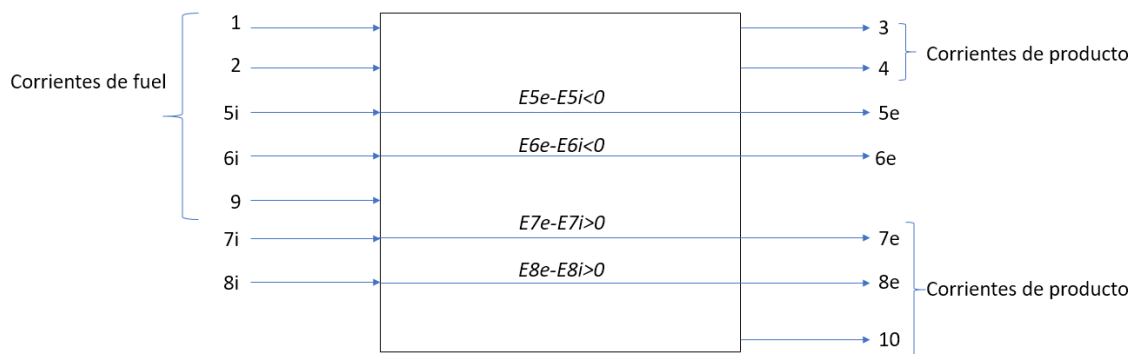


ILUSTRACIÓN 54. Corrientes de Fuel y Producto en un componente. Fuente: Tsatsaronis. Elaboración propia

Donde el balance quedaría:

➤ Fuel:

$$\dot{E}_F = \dot{E}_1 + \dot{E}_2 + (\dot{E}_{5i} - \dot{E}_{5e}) + (\dot{E}_{6i} - \dot{E}_{6e}) + \dot{E}_9$$

➤ Producto

$$\dot{E}_P = \dot{E}_3 + \dot{E}_4 + (\dot{E}_{7e} - \dot{E}_{7i}) + (\dot{E}_{8e} - \dot{E}_{8i}) + \dot{E}_{10}$$

Rendimiento exergético

Tras el análisis del balance exergético, y basándonos en la definición de eficiencia energética:

$$Eficiencia\ energética = \frac{Energía\ en\ los\ productos}{Energía\ aportada} = 1 - \frac{Pérdidas}{Energía\ aportada}$$

Si particularizamos este análisis, en términos exergéticos llegamos a la ecuación que exponen Romero-Ternero (Romero-Ternero, García-Rodríguez, and Gómez-Camacho 2005):

$$Eficiencia\ exergética = \frac{Exergía\ Productos}{Exergía\ Fuel} = 1 - \frac{Destrucción}{Fuel}$$

O como proponen Qureshii (Qureshi and Zubair 2016) y M. B. Marigorta (Ana M. Blanco-Marigorta, Masi, and Manfrida 2014):

$$\eta = \left(1 - \frac{Ex_d + X_L}{\sum_{fuel} X} \right) * 100$$

Donde

- Ex_d es la exergía destruida
- X_L es la exergía asociada a las pérdidas

Cálculo de Exergías en Desalinización

Tal como cita Lorna Fitzsimons en su Tesis ("A Detailed Study of Desalination Exergy Models and Their Application to a Semiconductor Ultra-Pure Water Plant By Lorna Fitzsimons B. Eng. A Thesis Submitted in Fulfilment of the Requirements for the Degree of Doctor of Philosophy (PhD) Supervisors Dr" 2011), existen varios modelos para el cálculo de Exergías. Estos modelos, presentan algunas diferencias en sus resultados, y es que el cálculo de Exergías con un fluido como el agua de mar (salmueras), supone una dificultad añadida, debido a las concentraciones que pueden variar en los procesos, y debido a que el agua de mar no puede ser considerado como una mezcla ideal. Los modelos planteados por Drioli y Cerci (Cerci 2002) (quien consideraba el agua de mar como una solución ideal de agua y cloruro de sodio), son desechadas por Fitzsimons en su tesis ya que las considera inadecuadas para el estudio de la exergía en la Desalinización. Por otro lado, se presentan otros métodos para estos cálculos como la solución electrolítica y otros estudios Exergéticos como los presentados por Spiegler (Spiegler and El-Sayed 2001), Ternero (Romero-Ternero, García-Rodríguez, and Gómez-Camacho 2005) y M.B. Marigorta (Ana M. Blanco-Marigorta, Masi, and Manfrida 2014). En la propia tesis de Fitzsimons destaca otro de los métodos empleados utilizando las propiedades del agua y en base al MIT (Masachusetts Institute of Technology). Este método desarrollado por Sharqawy (Sharqawy, Lienhard V, and Zubair 2011) implementa funciones en Matlab que permiten calcular de manera intuitiva las propiedades del agua de mar para amplios rangos de parámetros.

De aquí en adelante emplearemos las funciones de Matlab para modelar las propiedades necesarias y poder obtener las Exergías necesarias en cada corriente de nuestro sistema a estudiar.

3.2. METODOLOGÍA: ANÁLISIS TERMO-ECONÓMICO

TERMoeconomía: COSTES EXERGÉTICOS.

A diferencia de otros análisis económicos, en Termoeconomía se aúnan el análisis exergético con los fundamentos económicos. Este análisis permitirá, de este modo, analizar la eficiencia del sistema, así como optimizar el mismo, ya que, se pueden estudiar cada uno de los flujos que componen el sistema, y así poder medir de manera cuantitativa la calidad energética de estos flujos, así como las pérdidas de los mismos.

Costes temporales anualizados y operación y mantenimiento:

$$\dot{Z} = \dot{Z}^{CM} + \dot{Z}^{OM}$$

Donde:

- \dot{Z} son los costes temporales €/h
- \dot{Z}^{CM} son los costes temporales mantenidos
- \dot{Z}^{OM} son los costes temporales de operación y mantenimiento.

Balance económico

Para establecer el balance económico, la suma de los costes temporales en los flujos de salida es igual a la suma de los costes temporales de la entrada, más los costes:

$$\sum c_e * \dot{E}_{e,k} = \sum c_i * \dot{E}_{i,k} + \dot{Z}$$

Donde:

- c_e es el coste exergético unitario en la corriente de salida "e" (€/kWh)
- c_i es el coste exergético unitario en la corriente de salida "i" (€/kWh)
- $\dot{E}_{e,k}$ es la potencia exergética en la corriente "e" (kW)
- $\dot{E}_{i,k}$ es la potencia exergética en la corriente "i" (kW)

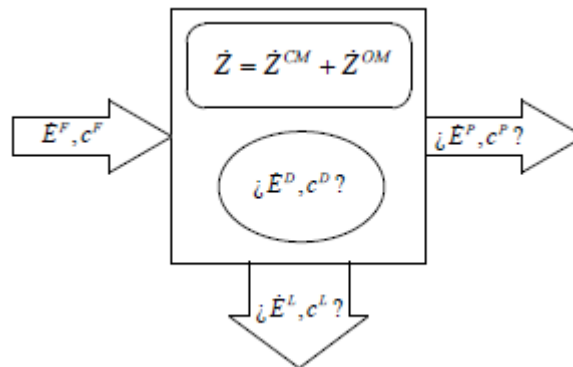


ILUSTRACIÓN 55 Balance exergoeconómico

Para llevar a cabo el cálculo en los balances exergoeconómicos, es necesario calcular previamente los costes fijos asociados a los términos no exergéticos. Para ello se deberán tener en cuenta los costes de inversión, así como los de operación y mantenimiento.

Procedemos, por tanto, al cálculo del Capital Total de Inversión (TI) asociado a la planta Sol-Brine. Para ello se realizarán los cálculos independientemente de la planta de Ósmosis Inversa, puesto que ésta ya estaba construida con anterioridad.

Podemos desglosar el Capital Total de Inversión, en la suma de un Capital Fijo de Inversión (CFI) y otros gastos.

Así pues, el CTI constará de:

- Capital Fijo de Inversión (CFI)
 - A: Costes Directos (CD)
 - ❖ Costes en sitio
 - Coste del Equipamiento comprado (PEC; 15-40% FCI)
 - Instalación del equipo comprado (20-90% del PEC)
 - Piping (tuberías PEC)
 - Instrumentación y control (6-40% PEC)
 - Electrical equipment and materials.
 - ❖ Costes externos:
 - Terreno (0-10% PEC)
 - Trabajos civiles, estructurales y arquitectura (15-90% PEC)
 - Servicios (30-100% PEC).
 - B: Costes Indirectos (CI)
 - ❖ Ingeniería y supervisión (25-75% del PEC)
 - ❖ Costes de Construcción (15% de los Costes Directos, CD)
 - ❖ Contingencias (8-25% de la suma de los costes previos)
 - Otros Gastos:
 - C: Coste de Puesta en Marcha (5-12% FCI)
 - D: Capital de Trabajo (10-20% TCI)
 - E: Licencias, y desarrollo

Una vez planteados todos los costes de inversión, será necesario calcular los valores anualizados tanto de estos costes, como los de operación y mantenimiento.

Hipótesis:

De este modo se puede considerar que:

- El coste exergético unitario de las corrientes de fuel es constante, es decir, la variación del coste exergético unitario es cero.

$$\Delta^e c^F = \frac{(C_e^F - C_i^F)}{(E_e^F - E_i^F)} = C_i^F = C_e^F$$

- El coste exergético unitario de las corrientes de producto permanece constante:

$$\Delta^e c^P = \frac{(C_e^P - C_i^P)}{(E_e^P - E_i^P)} = C_i^P = C_e^P$$

Otros parámetros de interés son los costes asociados a la destrucción exergética:

Este parámetro permite la comparación entre los costes exergéticos asociados a la destrucción y los costes de inversión.

$$\dot{C}_{D,k} = c_p * \dot{E}_{D,k}$$

Además, se debe definir el factor exergoeconómico, que analiza la contribución de los costes capitales de cada componente (\dot{Z}_k) a la suma de los costes totales:

$$f_k = \frac{\dot{Z}_k}{\dot{Z}_k + \dot{C}_{D,k}}$$

Este factor depende en gran medida del tipo de componente que se está analizando. Así pues, un valor elevado de este factor, indica que es necesario una reducción en los costes de inversión. Mientras que un valor bajo, pone de manifiesto la necesidad de reducir las irreversibilidades.

Por último, se estudia la diferencia relativa de costes r_k , que expresa la diferencia existente entre los costes específicos de un producto, y los costes específicos del fuel, teniendo en cuenta los costes de destrucción exergética.

$$r_k = \left(\frac{c_{p,k} - c_{F,k}}{c_{F,k}} \right) = \frac{\dot{C}_{D,k} + \dot{Z}_k}{c_{F,k} * \dot{E}_{p,k}}$$

CAPÍTULO 4: RESULTADOS

4.1. ANÁLISIS TERMODINÁMICO

❖ ÓSMOSIS INVERSA

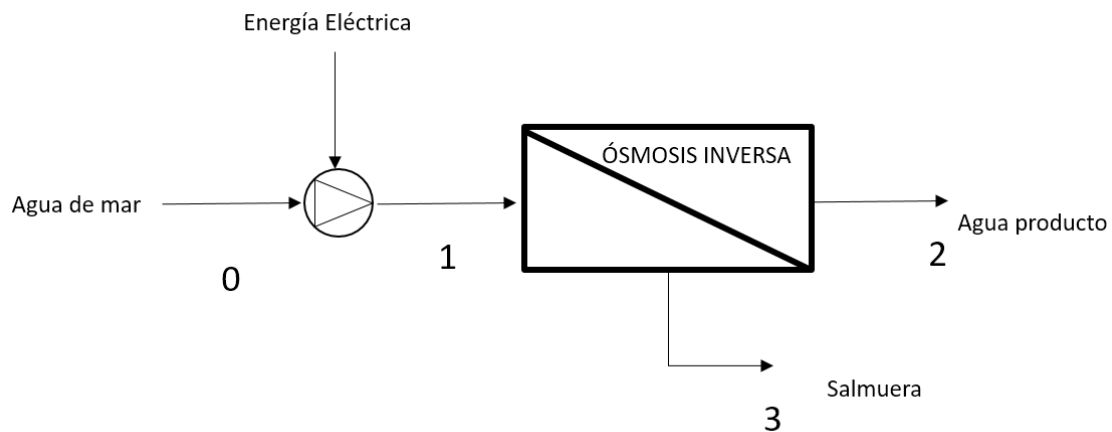


ILUSTRACIÓN 56. Esquema ósmosis inversa

Dado el rendimiento (conversión de la planta) que es de un 45% podemos obtener el caudal de alimentación:

$$Y = \frac{Q_p}{Q_A} * 100 = \left(1 - \frac{Q_R}{Q_A}\right) * 100 \quad \text{Ec 1.}$$

- Caudal de alimentación (Feeding water): Q_A
- Caudal producto (permeado): Q_p
- Caudal rechazo: Q_R

La planta a estudiar situada en Tino (Grecia), tiene una producción de permeado de

$$Q_p = 1000 \frac{m^3}{d} = 41.6 \frac{m^3}{h}$$

Así pues:

$$45 = \frac{1000}{Q_A} * 100$$

$$\text{Donde, despejando } Q_A = 2222.2 \left(\frac{m^3}{d}\right) = 92.59 \left(\frac{m^3}{h}\right)$$

Obtenemos el caudal de alimentación necesario para conseguir la producción.

Por último, en el balance de masas el caudal de rechazo asociado a la salmuera será

$$Q_r = Q_A - Q_p = 2222.2 - 1000 = 1222.2 \left(\frac{m^3}{d}\right) = 50.92 \left(\frac{m^3}{h}\right)$$

Sabiendo que el balance de soluto:

$$Q_A * c_A = Q_p * c_p + Q_r * c_r \quad \text{Ec. 2}$$

- Concentración de soluto en el Caudal de alimentación (Feeding water): c_A
- Concentración de soluto en el Caudal producto: c_p
- Concentración de soluto en el Caudal rechazo: c_r

Despejando de la ecuación obtenemos que la concentración de permeado (producto) para un componente "i":

$$c_{pi} = \frac{c_{Ai} * Q_{Ai} - c_{ri} * Q_{ri}}{Q_p} \quad \text{Ec. 3}$$

Tomando como datos la concentración de alimentación para cada componente, el rechazo de sales de la membrana y el factor de conversión de la planta, podemos determinar la concentración de rechazo para cada componente:

$$c_{ri} = \frac{Y * c_{Ai}}{1 - Y} \quad \text{Ec. 4}$$

Para el agua de mar se estima una Temperatura media de 25°C y un pH de 8.

Es necesario conocer previamente la concentración de los iones en el agua de mar:

Iones	Agua Dulce (mg/L)	Agua de Mar (mg/L)
Aniones:		
CO ₃ ⁼	58.4	140
SO ₄ ⁼	12.2	271
Cl ⁻	7.8	19,440
TOTAL	77.4	22,290
Cationes:		
Ca ⁺⁺	15.0	410
Mg ⁺⁺	4.1	1,300
Na ⁺	6.3	10,810
K ⁺	2.3	390
TOTAL	27.7	12,910

ELEMENTO	CONCENTRACION (ppm)*
Br	65
C	28
Sr	8
B	4.6
Si	3
F	1
Elementos traza (N ₂ , Li, Rb, P, I, Fe, Zn, Mo)	< 1 ppm

ILUSTRACIÓN 57. Composición del agua de mar

Por tanto, para el estudio el agua de mar tendrá una composición de TDS de 33370.6 ppm.

Es importante la elección de la membrana debido a que cada fabricante ofrece características que pueden variar. Para el estudio asumiremos un rechazo de sales del 99% (R). Más adelante se hará una elección del fabricante deseado para las membranas (ej.: Hydranautics, Dow, etc).

Con estas concentraciones y aplicando las ecuaciones (3) y (4) podremos obtener las concentraciones de cada elemento (iones), y así obtener las concentraciones tanto de permeado como de salmuera (rechazo)

Estos son los cálculos obtenidos mediante la aplicación de fórmulas y Excel:

TABLA 6. Resultados de concentraciones mediante hoja de cálculo. Elaboración propia

	Alimentación	Rechazo	Permeado
Constituyente	Agua de Mar	Concentración de rechazo en mg/l (salmuera)	Concentración de permeado en mg/l (producto)
Aniones			
CO ₃ 2-	140	252	3,11
SO ₄ 2-	271	487,8	6,03
Cl -	19940	35892	443,47
Cationes			
Ca 2+	410	738	9,12
Mg 2+	1300	2340	28,91
Na +	10810	19458	240,41
K +	390	702	8,67
		0	0,00
Br	65	117	1,45
C	28	50,4	0,62
Sr	8	14,4	0,18
B	4,6	8,28	0,10
Si	3	5,4	0,07
F	1	1,8	0,02
TDS (total de solidos disueltos)	33370,6	60067,08	742,16

Podemos observar tras este análisis, el aumento considerable de la concentración de la salmuera; siendo prácticamente el doble que la concentración de la entrada.

Con ello las concentraciones de TDS serían las siguientes:

- TDS a la entrada (alimentación): 33370 (ppm o mg/l)
- TDS en el caudal de permeado (producto): 742.16 (ppm o mg/l)
- TDS en el caudal de rechazo (salmuera): 60067.08 (ppm o mg/l)

Para comprobar que los cálculos son correctos, se ha empleado el software que Hydranautics pone a disposición, IMS Design. (observamos como apenas hay diferencia con los cálculos realizados en Excel).

Resultados de Cálculo (Flows are per vessel)

Arreglo	Tubo de presión	Alimentación (bar)	Conc (bar)	Alimentación (m3/h)	Conc (m3/h)	Flujo (lmh)	Flujo máximo	Beta máximo
1-1	13	52,5	51,7	7,11	3,91	13,1	24,3	1,05

Concentración de permeado

Ca	0,441	K	2,515	Sr	0,000	Cl	92,856	P04	0,000	CO2	0,005
Mg	1,399	NH4	0,000	HC03	0,001	NO3	0,000	Si02	0,000	CO3	0,000
Na	55,788	Ba	0,000	S04	0,324	F	0,010	B	0,000	pH	5,4
										TDS	153,34 mg/l

Saturaciones del rechazo y parámetros

CaS04, %	5	SrS04, %	0	Presión osmotica	45,8 bar	pH	7,2
BaS04, %	0	Si02, %	0	CCPP	-0,10 mg/l	TDS	59169,1 mg/l
Ca3(P04)2 SI	0,00	CaF2, %	141				

Cationes			Aniones		
	mg/l	mg/l CaCO3		mg/l	mg/l CaCO3
Ca	410,00	1025,00	HC03	0,10	0,08
Mg	1300,00	5327,87	S04	271,00	282,29
Na	10810,00	23500,00	Cl	19440,00	27418,90
K	390,00	498,75	F	1,00	2,63
NH4	0,00	0,00	NO3	0,00	0,00
Ba	0,000	0,00	P04	0,00	0,00
Sr	0,000	0,00	Si02	0,00	
			B	0,00	
Total, meq/l		607,03	Total, meq/l		554,08

Saturaciones

TDS Calculado	32622 mg/l	CaS04	2,2 %
Presión osmotica	25,3 bar	BaS04	0,0 %
Ca3(P04)2 SI	0,00	SrS04	0,0 %
CCPP	-0,11 mg/l	CaF2	17,3 %
		Silica	0,0 %

ILUSTRACIÓN 58 Resultados de la simulación con IMS design. Fuente: Hydranautics

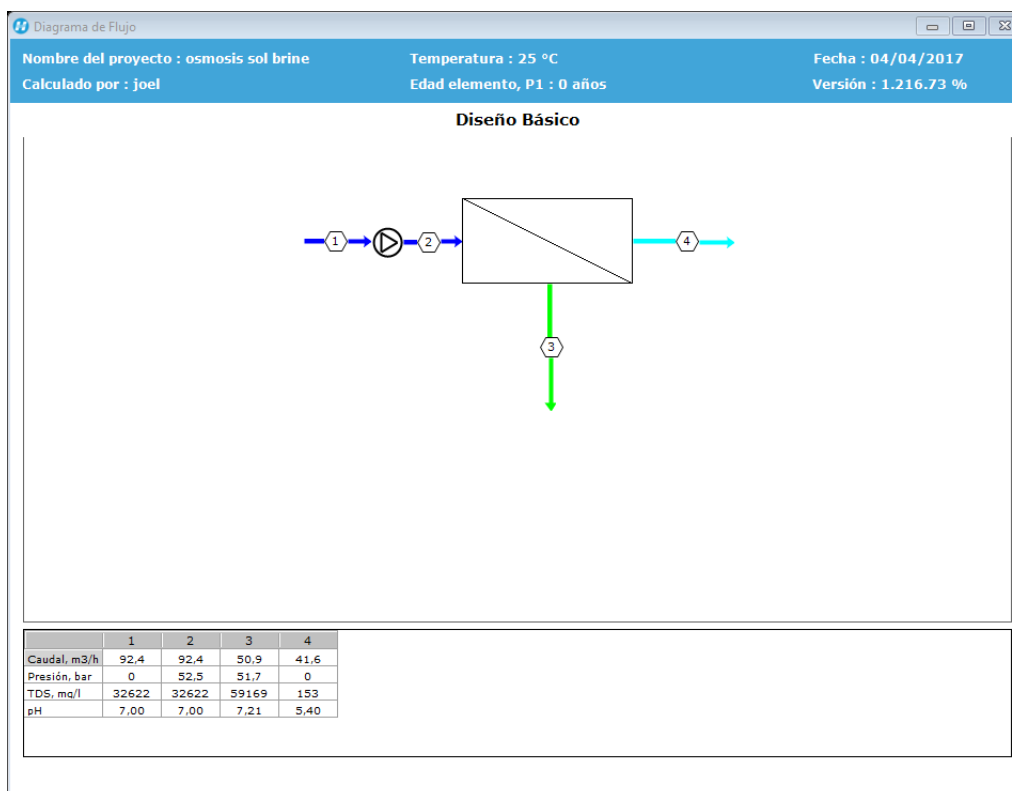


ILUSTRACIÓN 59 Resultados de la simulación con IMS design. Fuente: Hydranautics

Analizando los valores obtenidos mediante el software IMS Design podemos observar la cercanía de los mismos, con los obtenidos manualmente (y con ayuda de la hoja de cálculo). Además, las proyecciones del Software nos ofrecen valores en lo que respecta a las presiones. Cabe resaltar, que, como se comentó con anterioridad, para realizar la Ósmosis Inversa, es necesario aumentar la presión del agua de entrada. Esto se realiza mediante una Bomba de Alta Presión, (HPP, del inglés High Pressure Pump). Esta bomba es la que garantizará este incremento de presión. En este caso la presión aumenta hasta los 52.5 bares, para llevar a cabo el proceso.

TABLA 7. Tabla comparativa de valores de TDS y caudales, empleando IMS Design y hoja de cálculo

Comparacion entre valores obtenidos con Excel Vs IMS Design

	Excel	IMS Design	% error
TDS Alimentacion (ppm)	33370,6	32622	2,29477
TDS Rechazo (ppm)	60067,08	59169	1,51782
TDS Producto (ppm)	742,16	153,54	383,36590
Q Alimentacion (m3/h)	92,59	92,4	0,20563
Q Rechazo (m3/h)	50,92	50,9	0,03929
Q Producto (m3/h)	41,6	41,6	0,00000

Realizando un análisis de los datos obtenidos, podemos afirmar que los cálculos son correctos, puesto que se asemejan a la proyección obtenida mediante el Software de Hydranautics. En lo respectivo al dato de los TDS de Producto, cabría esperar que se trata de un error, al aparecer un 300% de diferencia, pero recordemos que hablamos en partes por millón, por lo que los porcentajes reales de Concentración son 0,07% y 0,0153%.

➤ **CONFIGURACIÓN BÁSICA → Ósmosis con Bomba de Alta Presión:**

Aplicando las leyes de la Termodinámica y teniendo en cuenta la ecuación que rige es la siguiente:

$$\frac{dE}{dt} = Q - W + \sum_e \left(U_e + \frac{1}{2} V_e^2 + g * z_e \right) - \sum_s \left(U_s + \frac{1}{2} V_s^2 + g * z_s \right) \quad \text{Ec. 5}$$

Donde el trabajo W se divide en:

- ❖ W_{eje}
- ❖ $W_{\Delta V}$
- ❖ $W_{flujo} = P * \dot{m} * v$

Así pues:

$$\frac{dE}{dt} = Q - (W_{eje} + W_{\Delta V}) + \sum_e \dot{m}_e * \underbrace{\left(U_e + P_e * v_e + \frac{1}{2} V_e^2 + g * z_e \right)}_{h_e} - \sum_s \dot{m}_s * \underbrace{\left(U_s + P_s * v_s + \frac{1}{2} V_s^2 + g * z_s \right)}_{h_s}$$

$$\frac{dE}{dt} = Q + \sum_e \dot{m}_e * h_e - \sum_s \dot{m}_s * h_s \quad \text{Ec. 6}$$

Este balance será aplicable a los distintos sistemas que estudiamos. Si lo aplicamos, obtenemos el requerimiento del módulo de Ósmosis Inversa. Este balance energético será necesario aplicarlo en la Bomba de alta presión, puesto que es la que necesita energía eléctrica y es la que determina la energía necesaria del proceso de Ósmosis inversa, tal como expone A. Delgado (Delgado 2006). De este modo podemos extraer la energía necesaria de la ecuación que sigue:

$$Potencia = \frac{W_{prin} * \dot{m}}{\rho} \quad \text{Ec. 7}$$

Donde:

- *Potencia* (kW), es la potencia consumida por la bomba (en el caso de tener un sistema de recuperación de energía; ésta potencia sería la suma de la potencia consumida por la bomba booster y la bomba de alta presión)
- *W_{prin}* (kWh/m³) es el consumo energético de las bombas de alta presión.
- *m* es el caudal másico en kg/h (kg/s).

- ρ es la densidad del agua de mar a condiciones ambiente (determinado mediante las funciones de Sharkawy) $\rightarrow \rho = 1022 \frac{kg}{m^3}$

Por otro lado, como se ha comentado con anterioridad, la potencia consumida por las bombas se puede calcular atendiendo a las diferencias de entalpías de las corrientes y su caudal másico, como analiza A. Delgado Torres en su Tesis (Delgado 2006), y basándose en el trabajo de Lourdes García Rodríguez (GARCÍA RODRÍGUEZ, L. Informe interno. Proyecto SOLARDESAL. 2004).

Esta potencia, podrá extraerse, por tanto, de la ecuación analizada previamente:

$$Potencia = \dot{m} * \Delta h \quad \text{Ec. 8}$$

Donde:

- \dot{m} es el caudal másico (kg/h).
- Δh es la diferencia de entalpías a la entrada y la salida de la bomba (kJ/kg).

Como observamos, nuestros caudales son volumétricos, por lo que será necesario multiplicarlo por la densidad para obtener el caudal másico necesario.

De este modo, y sabiendo que el caudal es 92.59 m³/h multiplicando por la densidad, obtenemos que:

$$Potencia = \frac{92.59 \left(\frac{m^3}{h} \right) \left(\frac{1h}{3600s} \right) * 1022 \left(\frac{kg}{m^3} \right) * (104.68 - 100.06) \left(\frac{kJ}{kg} \right)}{0.85} = 142.86 kW$$

De la primera ecuación despejamos W_{prin} :

$$W_{prin} = \frac{Potencia * \rho}{\dot{m}} = \frac{142.86kW * 1022 \left(\frac{kg}{m^3} \right)}{92.59 \left(\frac{m^3}{h} \right) * 1022 \left(\frac{kg}{m^3} \right)} = 1.54 \frac{kWh}{m^3}$$

Este es el consumo de energía necesario para el módulo de Ósmosis Inversa, en el caso de configuración con una Bomba de Alta Presión.

Además, se tendrá en cuenta también las horas de funcionamiento de la planta

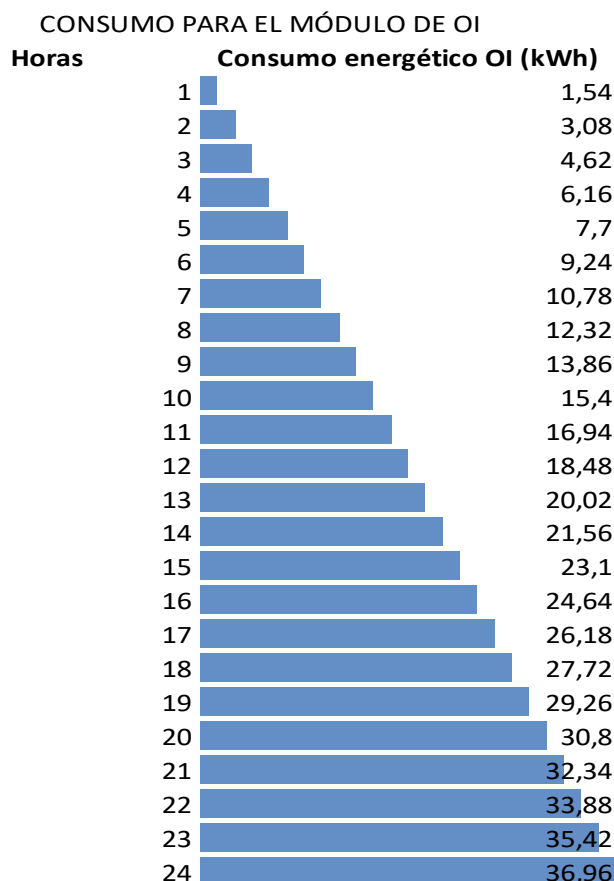


ILUSTRACIÓN 60 Evolución del consumo del módulo de ósmosis inversa

➤ **CONFIGURACIÓN CON RECUPERACIÓN DE ENERGÍA (ERI)**

Sin embargo, como se mencionó en capítulos previos, normalmente se instalan recuperadores de energía para aprovechar la energía que proviene de la salmuera y así reducir consumos energéticos y mejorar la eficiencia del sistema.

Como se comentó en el capítulo de Ósmosis Inversa, estos sistemas de recuperación pueden ser o bien turbinas Pelton, o bien cámaras isobáricas. En la actualidad las plantas desalinizadoras por Ósmosis Inversa utilizan las últimas. El modelo utilizado suele ser el recuperador de energía de la compañía ERI (modelo PX-300).

Así pues, ocurrirá un intercambio de presión entre la corriente de alimentación y la corriente de rechazo de la Ósmosis Inversa. La eficiencia de estos dispositivos se estima en valores que alcanzan el 96%. Así pues, como esquematizamos a continuación el acople del dispositivo se efectúa en el caudal de rechazo de la Ósmosis Inversa.

El esquema a seguir, será, por tanto.

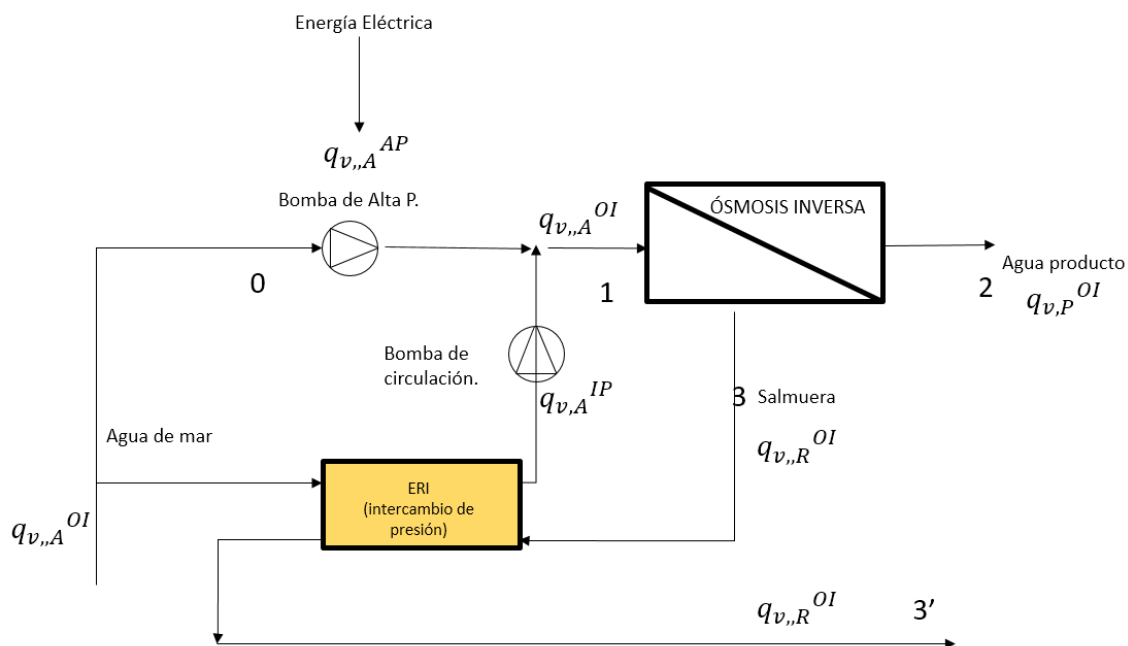


ILUSTRACIÓN 61. Esquema del módulo de Ósmosis Inversa con ERI acoplado. Elaboración propia

Donde se han esquematizado las diferentes corrientes que tienen lugar, siendo los Subíndices

- A → Alimentación
- P → Producto
- R → Rechazo
- v → caudal volumétrico

Y los superíndices:

- OI → Ósmosis Inversa
- AP → Alta Presión
- IP → Intercambio de Presión

Como analizamos en capítulos anteriores, el factor de conversión Y es la relación entre el caudal del producto y el caudal de alimentación

$$Y = \frac{q_{v,P}^{OI}}{q_{v,A}^{OI}} * 100 \quad \text{Ec. 9}$$

Y además el caudal de alimentación es igual al caudal de producto más el rechazo.

$$q_{v,A}^{OI} = q_{v,P}^{OI} + q_{v,R}^{OI} \quad \text{Ec. 10}$$

Según lo esquematizado en la figura anterior, podemos adelantar que el caudal de alimentación que intercambia presión en el ERI es igual al caudal del rechazo de la Ósmosis Inversa. Es decir, la bomba de alta presión solo presurizará, en este caso, un caudal de igual valor que el caudal de producto.

$$q_{v,A}^{IP} = q_{v,R}^{OI} \quad \text{Ec. 11}$$

$$q_{v,A}^{AP} = q_{v,P}^{OI} \quad \text{Ec. 12}$$

En este caso, de las proyecciones obtenidas en el apartado anterior, tenemos que,

$$q_{v,A}^{IP} = q_{v,R}^{OI} = 50.92 \frac{m^3}{h} = 0.01414 \frac{m^3}{s}$$

$$q_{v,A}^{AP} = q_{v,P}^{OI} = 41.6 \frac{m^3}{h} = 0.0115 \frac{m^3}{s}$$

Donde este último caudal es el que debe presurizar la bomba de circulación, hasta elevar la presión a la que trabaja la bomba de alta presión.

La suma de $q_{v,A}^{AP}$ y $q_{v,A}^{IP}$ es la del caudal total de alimentación ($92.52 \frac{m^3}{h} = 0.0257 \frac{m^3}{s}$)

Además en el intercambio de presión del ERI existe una eficiencia del 95% (Torres 2005).

De este modo, tal y como obtuvimos anteriormente, la presión de la Salmuera en el punto 3, es $P_3 = 51.7$ bar. Y por tanto en el sistema de intercambio de presión, el caudal de alimentación de agua de mar saldrá con una presión de:

$$P = 1 + 0.96 * 51.7 = 50.6 \text{ bar}$$

Esta presión (50.6) se elevará mediante la bomba de circulación, hasta la presión de $P_1 = 52.5$ bar.

Y la salmuera a la salida de intercambiador de presión tendrá una presión aproximada de

$$P_{3'} = 51.7 - 51.7 * 0.96 = 51.7 * 0.04 = 2 \text{ bar}$$

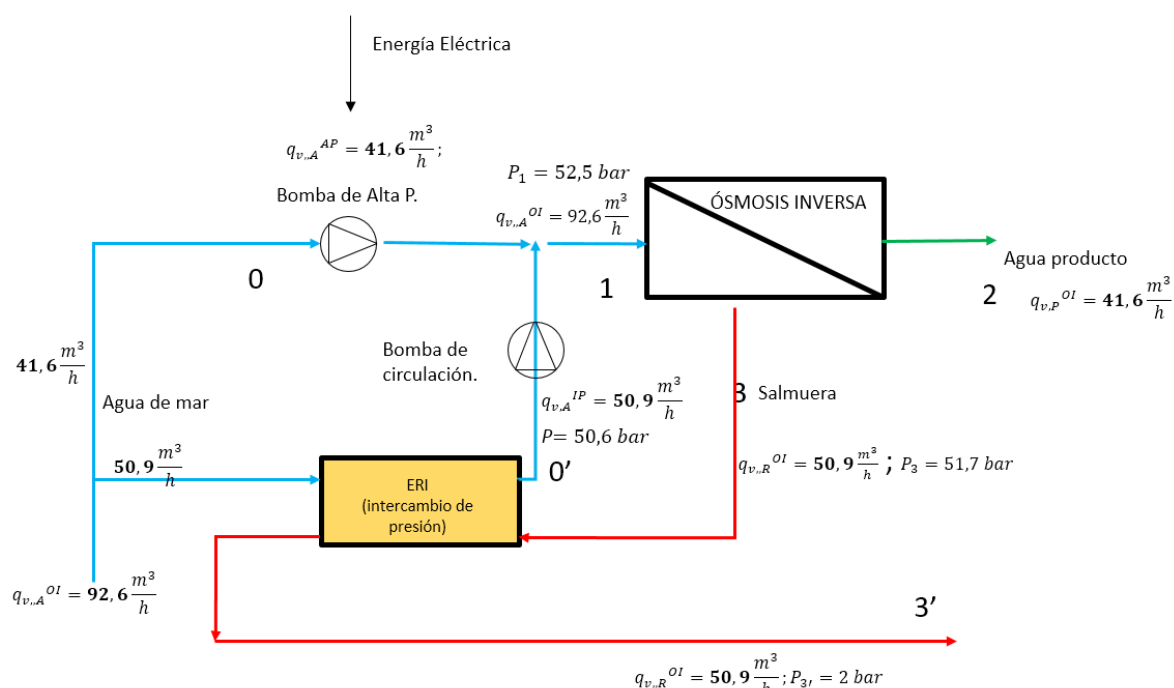


ILUSTRACIÓN 62 Esquema del módulo de Ósmosis Inversa con ERI acoplado. Caudales. Elaboración propia

Para contrastar que los resultados se asemejan, simulamos el proceso en el Software de Hydranautics, y podemos observar como los resultados se asemejan.

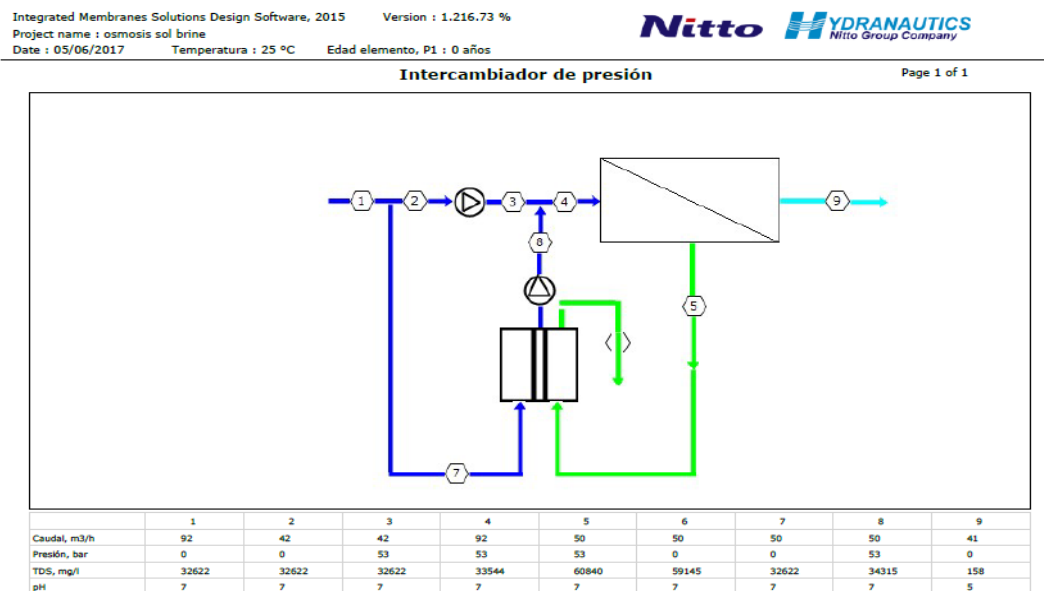


ILUSTRACIÓN 63. Resultados de simulación con IMS Design.

Cálculos energéticos

Para calcular los balances energéticos, analizaremos el consumo presente en la bomba de Alta presión y la bomba de baja presión.

Por tanto, el consumo en la unidad de Ósmosis inversa será igual al consumo de la bomba de Alta presión más el consumo de la bomba de circulación.

$$P_W^{OI} = P_W^{AP} + P_W^C \quad \text{Ec. 13}$$

Desarrollando la fórmula, tal como expone Delgado (Delgado 2006) en función de la diferencia de entalpías.

$$P_W^{OI} = P_W^{AP} + P_W^C = \frac{\rho * q_{v,A}^{AP} * (h_1 - h_0)}{\eta_{AP}} + \frac{\rho * q_{v,A}^{IP} * (h_1 - h_{0'})}{\eta_c} \quad \text{Ec. 14}$$

Y estos son los valores obtenidos para las entalpías, mediante Matlab:

TABLA 8. Entalpías obtenidas mediante Matlab (funciones Seawater)

Punto	Entalpia (kj/kg)
0	100,06
0'	104,49
1	104,68
2	104,91

Para la bomba de Alta Presión estimamos un rendimiento del 85% (Peñate and García-Rodríguez Lourdes 2011) y para la Bomba de circulación un 75%. Empleando la Ec. 13

$$\begin{aligned}
 P_W^{OI} &= P_W^{AP} + P_W^C \\
 &= \frac{1022 \left(\frac{kg}{m^3} \right) * 0.0115 \left(\frac{m^3}{s} \right) * (104.68 - 100.06) \left(\frac{kJ}{kg} \right)}{0.85} \\
 &\quad + \frac{1022 \left(\frac{kg}{m^3} \right) * 0.01414 \left(\frac{m^3}{s} \right) * (104.68 - 104.49) \left(\frac{kJ}{kg} \right)}{0.75} = 67.54 \text{ KW}
 \end{aligned}$$

Este resultado pone de manifiesto el gran descenso en lo que respecta a consumo energético, al usar un intercambiador de presión y aprovechar la energía de la salmuera

De donde, como en el caso de la configuración básica, podemos obtener el consumo por metro cúbico:

$$W_{prin} = \frac{Potencia * \rho}{\dot{m}} = \frac{67.54 \text{ kW} * 1022 \left(\frac{kg}{m^3} \right)}{92.59 \left(\frac{m^3}{h} \right) * 1022 \left(\frac{kg}{m^3} \right)} = 0.706 \frac{kWh}{m^3}$$

Tras analizar las dos posibles configuraciones de la Planta de Ósmosis Inversa, esto es, una con Bomba de Alta Presión, y otra configurada con Bomba de Alta Presión + ERI + bomba Booster; podemos concluir la reducción significativa en lo que a consumos se refiere. Ello es debido a que, debido a la inclusión del Intercambiador de Presión, conseguimos aprovechar la energía de la salmuera, y así reducir el consumo en la bomba principal. Esto es visible si comparamos los datos como en el gráfico siguiente, donde se puede apreciar el notable descenso del consumo energético de la Planta.

Consumo Ósmosis VS (Ósmosis + ERI)

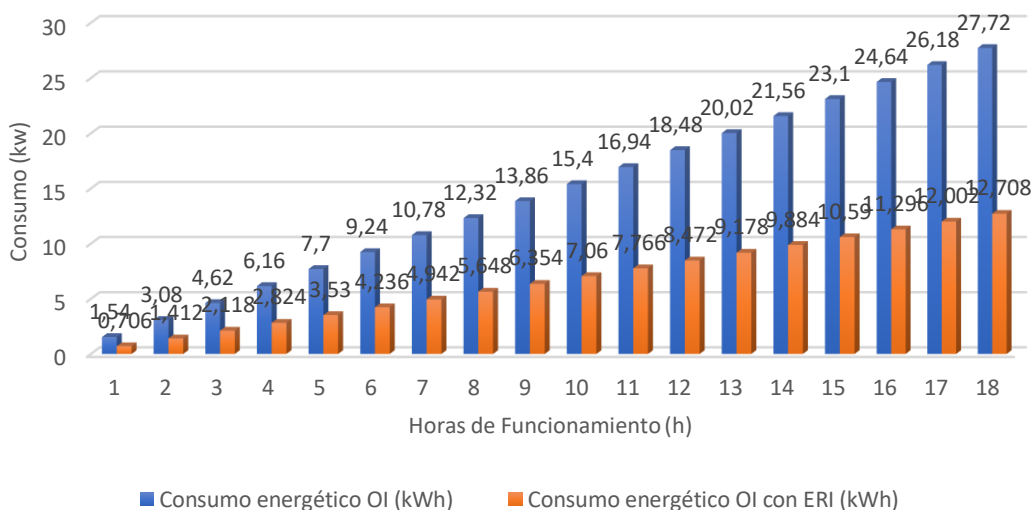


ILUSTRACIÓN 64 Comparación de consumos entre configuración básica y acople con ERI

Es por ello, por lo que, a día de hoy, las Plantas de Ósmosis Inversa se instalan en configuraciones con estos sistemas de recuperación de energía. Si bien puede suponer una inversión inicial mayor, este puede subsanarse con reducciones en consumos a largo plazo, por lo que, a nivel económico es mucho más beneficioso.

❖ MÓDULO EVAPORADOR (DESTILACIÓN POR MÚLTIPLE EFECTO)

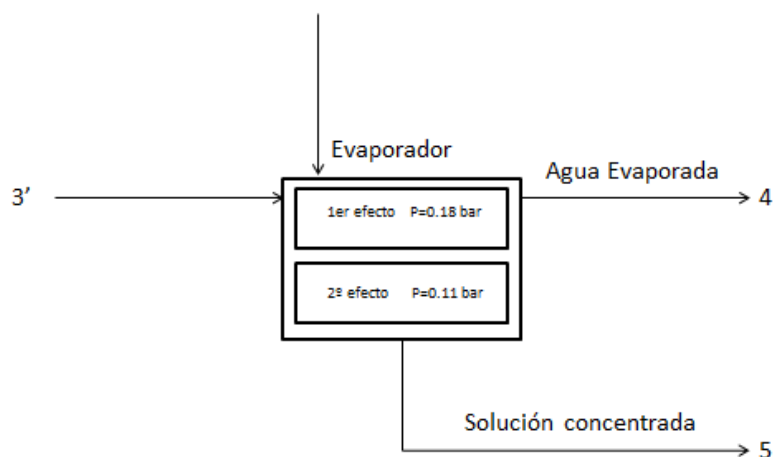


ILUSTRACIÓN 65. Esquema módulo evaporador. Elaboración propia

NOTA: En este caso la alimentación en lugar de ser el agua de mar es la propia Salmuera proveniente de la planta de Ósmosis Inversa.

Para analizar el flujo en el módulo evaporador estudiaremos varios parámetros. Para ello, seguiremos un algoritmo de cálculo como propone Geankopolis en su libro "Procesos y Operaciones Unitarias". Es necesario recalcar el diseño escogido para el Evaporador. Éste se realiza en dos efectos a fin de lograr eficiencia energética, aprovechando el calor latente generado. A tal fin, el vapor generado en el primer efecto se aprovecha para evaporar la corriente del segundo efecto, y además consigue concentrar la corriente. En adición, la diferencia de temperaturas permite la transferencia de calor entre el vapor del primer efecto y la salmuera.

Justificación del Algoritmo de cálculo (GEANKOPOLIS):

El algoritmo planteado, permite el diseño de evaporadores, así como la obtención de los parámetros necesarios para su desarrollo. Este algoritmo centra sus operaciones en cálculos operativos, a fin de poder solucionar el error que se comete en el cálculo de evaporadores debido a la existencia de la "elevación del punto de ebullición" (epe) existente en las soluciones con concentraciones variables. Esta elevación del punto de ebullición respecto al solvente puro (agua), está en estrecha relación con la concentración del fluido. Esto es debido a la presencia de una mayor cantidad de solutos que hacen variar esta temperatura de ebullición. Este método, por tanto, nos permitirá mediante iteraciones, acercarnos a un valor real, y poder obtener así los requisitos necesarios para el sistema, como pueden ser: el calor necesario, las temperaturas, el área de intercambio, la capacidad y economía, etc. Con ello, siguiendo el método necesitaremos unos datos de partida para poder realizar los cálculos correspondientes.

Necesitaremos, por tanto:

- ❖ Los efectos (N)
- ❖ El Flujo y la Temperatura de alimentación (F y T_f)
- ❖ La presión (o temperatura) del vapor (T_s / P_s). Supondremos un vapor a 100°C
- ❖ La Presión del último efecto (P_2)
- ❖ Los coeficientes globales de transferencia de calor (U), para el primer efecto se considerará una $U_1 = 3000 \text{ W/m}^2\text{K}$ y para el segundo $U_2 = 2000 \text{ W/m}^2\text{K}$

Tabla 8.3.1 Coeficientes típicos de transferencia de calor para diversos evaporadores* (B3, B4, LI, P2)

Tipo de evaporador	General U	
	$\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$	$\text{Btu/h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
Tubo vertical corto, circulación natural	1100-2800	200-500
Tubo horizontal, circulación natural	1100-2800	200-500
Tubo vertical largo, circulación natural	1100-400	200-700
Tubo vertical largo, circulación forzada	2300-11000	400-2000
Película con agitación	680-2300	120-400

* Por lo general, los líquidos no viscosos tienen los coeficientes más altos y los líquidos viscosos, los más bajos en los intervalos dados

ILUSTRACIÓN 66 Coeficientes de transferencia de calor típicos en Evaporadores. Fuente. Geankopolis

- ❖ La concentración inicial (x_i) y final (x_n) de la solución
- ❖ Los datos:
 1. El calor latente de vaporización del vapor $\lambda_w = H_s - h_s$ (Donde H_s es la entalpía del vapor de entrada saturado, y h_s es la entalpía del vapor de agua condensado a la salida, a la temperatura de saturación)
 2. Temperatura de ebullición del agua, correspondiente a la presión de operación en el último efecto (T_N^{Sat})

Para ello efectuaremos los balances de materia necesarios. Como datos, en el evaporador se emplearán unas presiones de operación de 0.18 bar en el primer efecto y 0.11 bar en el segundo efecto.

NOTA: El vapor generado en el primer efecto servirá como vapor de alimentación en el segundo efecto.

Con el apoyo de la Hoja de Cálculo podremos ir evaluando todos los cálculos que realizamos.

1) Punto de ebullición en el último efecto

Cabe destacar, que para soluciones concentradas existe un aumento en el punto de ebullición (EPE), debido al efecto de las concentraciones, como se comentó con anterioridad. Para el cálculo de este (EPE) se pueden emplear las Gráficas de Dühring (adjunta más abajo). Lo que haremos es buscar el punto de ebullición de la solución concentrada a partir del dato del punto de ebullición del agua a la presión determinada (así, por ejemplo, en nuestro caso en el primer efecto tenemos una presión de 0.18 bar, que buscaremos en las tablas de vapor para encontrar el punto de ebullición del agua a dicha presión; y posteriormente aplicaremos el diagrama de Dühring para obtener el punto de ebullición de la solución). Ya que la presión en el último efecto es de 0.11 bar (11 kPa), aplicamos las tablas de vapor para encontrar la temperatura de saturación. Así pues, la Temperatura de Saturación del agua a esta presión es de aproximadamente $T_{\text{satH}_2\text{O}} = 47.5^\circ\text{C}$ (interpolado el valor comprendido entre 9.5 kPa y 12.34 kPa)

Obtenemos entonces el EPE con las gráficas de Dühring, con una concentración en el efecto 2, del 12%, $x_2 = 0.12$:

Obtenemos entonces un (EPE) de $(EPE)_1 = 49 - 47.5 = 1.5^\circ\text{C}$

El punto de ebullición en el efecto 2, será, por tanto,

$$T_2 = T_{\text{satH}_2\text{O}} + (EPE) = 47.5 + 1.5 = 49^\circ\text{C}$$

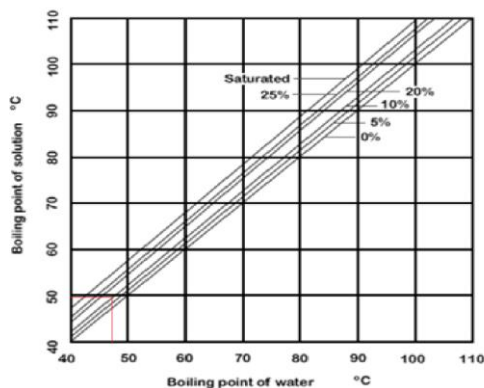


ILUSTRACIÓN 67 Diagrama de Dühring para NaCl. Fuente : (Ratcliff, 1957)

2) Balance de Materia Total

Mediante la aplicación de Balances de Materia podremos obtener:

- ❖ Flujo másico del líquido concentrado (L_N)
- ❖ Flujo másico de Vapor Generado (V)
- ❖ Como hipótesis inicial, supondremos que la cantidad de vapor generado en los efectos es la misma ($V_1 = V_2$)

Aplicando un balance de materia para todo el conjunto:

$$F = (V_1 + V_2) + L_N$$

Ec. 15

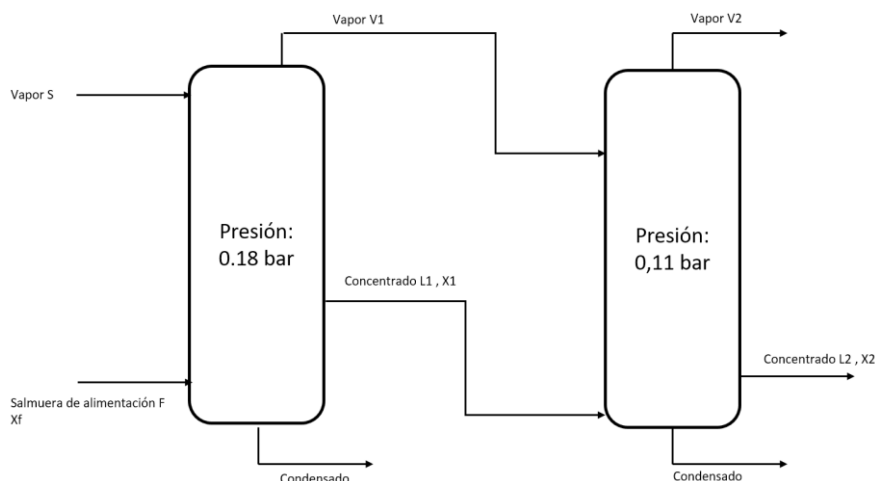


ILUSTRACIÓN 68 Evaporador de doble efecto

Así pues, denominando L_N al flujo de solución concentrada en el último efecto del evaporador, al aplicar un balance general de materia para la salmuera en el sistema evaporador tenemos que:

$$F * X_f = L_N * X_N$$

Ec. 16

De donde se deduce que el flujo de disolución concentrada en el último efecto es:

$$L_N = \frac{F * X_f}{X_N} \quad \text{Ec. 17}$$

$$L_N = \frac{500 * 0.06}{0.12} = 250 \text{ kg/d}$$

Donde:

- ❖ F es el caudal de alimentación al evaporador (Salmuera en el caso que estudiamos)
- ❖ X_f la concentración del caudal de alimentación (0.06)
- ❖ X_N la concentración de la solución concentrada (0.12)
- ❖ Para ello se asumirá una concentración final X_N de la solución del 12%, siendo la de la alimentación 6%. (X_i).

El vapor total generado será:

$$V_t = F - S_N \quad \text{Ec. 18}$$

$$V_t = 500 - 250 = 250 \text{ kg/d}$$

Como hipótesis inicial se tomará que el agua evaporada en cada efecto es igual, si bien este dato diferirá ligeramente en los cálculos sucesivos:

$$V_i = \frac{V}{N} \quad \text{Ec. 19}$$

Siendo N el número de efectos del evaporador, en este caso 2.

$$V_i = \frac{250}{2} = 125 \text{ kg/d}$$

Realizando entonces un balance de materia en cada efecto tenemos lo siguiente:

- ❖ Para el efecto 1 →

$$F = V_1 + L_1 \quad \text{Ec.20}$$

❖

Despejando

$$L_1 = F - V_1$$

$$L_1 = 500 - 125 = 375 \text{ kg/d}$$

- ❖ Para el efecto 2 →

$$L_1 = V_2 + L_2 \quad \text{Ec. 21}$$

Aplicando entonces un Balance de Solutos en cada efecto;

- ❖ Para el efecto 1 →

$$F * x_f = L_1 * x_1$$

Ec. 22

De donde despejamos x_1 :

$$X_1 = \frac{F * X_f}{L_1} = \frac{500 * 0.06}{375} = 0.08 \rightarrow 8\%$$

Esta hipótesis se aproximará a valores reales más adelante, aplicando balances de materia en cada efecto

- ❖ Concentración en efecto 1 $\rightarrow x_1 = 0,08$
- ❖ Concentración en efecto 2 $\rightarrow x_2 = 0,12$

3) EPE (Elevación del punto de Ebullición) y variación de Temperatura ΔT .

Un dato relevante a tener en cuenta en el dimensionamiento y cálculo de este módulo evaporador es el aumento de la temperatura de ebullición, denominado **[epe]**.

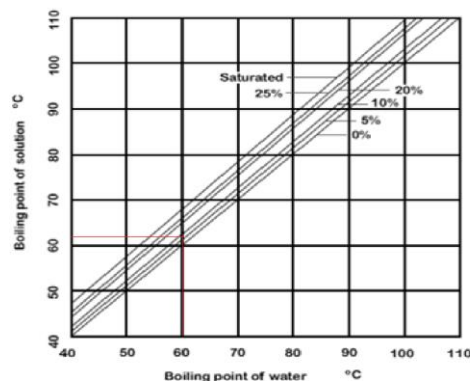
Haciendo uso de la **gráfica de Dühring** adjunta, podemos calcular el [epe] en el último efecto del módulo evaporador en estudio. Asimismo, gracias a las tablas de vapor podemos calcular la T° de la disolución en el primer efecto, como hicimos para el segundo.

De nuevo empleando las tablas de vapor del agua, pero esta vez para la presión de 0.18 bar (18kPa):

Tenemos una temperatura de saturación de 60°C (18kPa), y con la concentración del primer efecto que es $x_1 = 8\%$, aplicamos el diagrama de Dühring:

Y podemos anticipar un $(EPE)_1 = 62 - 60 = 2^\circ \text{C}$

Tal como explica Geankopolis, las caídas de temperatura ΔT son inversamente proporcionales a los valores de U .



$$\sum \Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 - \sum EPE = T_{\text{satvapor}}(100^\circ \text{C}) - T_{\text{satH}_2\text{O}} - (EPE1 + EPE2)$$

Ec.23

Luego

$$\sum \Delta T = 100 - 47.5 - (1.5 + 2) = 49^\circ \text{C}$$

Además

La diferencia de temperatura en 1 es:

$$\Delta T_1 = \sum \Delta T * \frac{\frac{1}{U_1}}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2}} = 49 * \frac{\frac{1}{3000}}{\frac{1}{3000} + \frac{1}{2000}} = 19.6^\circ\text{C}$$

Del mismo modo, para la variación de temperatura en 2, tendremos que:

$$\Delta T_2 = \sum \Delta T * \frac{\frac{1}{U_2}}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2}} = 49 * \frac{\frac{1}{2000}}{\frac{1}{3000} + \frac{1}{2000}} = 29.4^\circ\text{C}$$

Calculamos ahora los puntos de ebullición reales de la solución en cada uno de los efectos:

- ❖ $T_1 = Ts_1 - \Delta T_1 = 100 - 19.6 = 80.4^\circ\text{C}$
- ❖ $T_2 = T_1 - EPE_1 - \Delta T_2 = 80.4 - 1.5 - 29.4 = 49.5^\circ\text{C}$
- ❖ $Ts_2 = T_1 - EPE_1 = 80.4 - 1.5 = 78.9^\circ\text{C}$ (temperatura de condensación del vapor en el efecto 1)

Temperaturas en los efectos °C				
EFEECTO 1	EPE1	EFEECTO 2	EPE2	Condensador
TS1= 100		Ts2 = 78,9		Ts2=47,5
T1 = 80,4		T2 = 49,5		

4) Capacidades caloríficas

Las capacidades caloríficas del NaCl las obtenemos mediante la función de SeaWater del MIT, implementado en Matlab (Nayar et al. 2016). (ver anexo)

Obteniendo estos valores:

TABLA 9. Calores específicos obtenidos mediante Matlab

Punto	C. Especifico (kj/kgk)
F	3,8686
L1	3,8252
L2	3,6464

Para el cálculo de entalpías H empleamos las tablas de vapor, adjuntas debajo.

Así pues, como expone Geankopolis la entalpía de vapor Hv se puede expresar como:

$$Hv_i = H_{i+1} (a \text{ Temp. Saturación}) + 1.884 * (EPE_i) \quad \text{Ec. 24}$$

❖ Efecto 1 →

- T1=80.4°C
- Ts2=78.9°C
- EPE = 1.5

$$\circ \quad T_{s1}(\text{vapor}) = 100^\circ$$

$$H_1 = H_{s2}(T_{\text{Sat}}) + 1.884 * (EPE1)$$

$$H_1 = 2639.5 + 1.884 * (1.5) = 2642.32 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{s1} (\text{calor latente de condensación}) \\ = H_{s1}(\text{entalpía de sat. del vapor a } 100^\circ\text{C}) - h_{s1}(\text{entalpía del líquido a } T_{s1} \text{ a } 100^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

$$\lambda_{s1} = 2675.95 - 419.055 = 2256.895 \text{ kJ/kg}$$

❖ **Efecto 2** →

- $T_2 = 49.5^\circ\text{C}$
- $T_{s3} = 47.5^\circ\text{C}$
- $EPE_2 = 2^\circ\text{C}$
- $T_{s2} = 78.9^\circ\text{C}$

$$H_2 = H_{s3}(T_{\text{Sat}}) + 1.884 * (EPE2)$$

$$H_2 = 2587.65 + 1.884 * (2) = 2591.41 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{s2} = H_1(\text{entalpía de saturación de vapor a } T_1) - h_{s2}(\text{entalpía del líquido a } T_{s2})$$

$$\lambda_{s2} = 2642.32 - 324.42 = 2357.9 \text{ kJ/kg}$$

Si aplicamos los balances correspondientes a cada efecto

Las corrientes de vapor en cada efecto son:

$$V1 = 500 - L1$$

$$V2 = L1 - L2$$

$$L2 = 250 \text{ kg/d}$$

Aplicamos entonces un balance de calor para cada uno de los efectos. Cogiendo como referencia $T=0^\circ\text{C}$.

❖ **Efecto 1** →

$$F * Cp(T_f - 0) + S * \lambda_{s1} = L_1 * Cp * (T_1 - 0) + V1 * H_1$$

$$500 * 3.8686(25 - 0) + S * 2256.89 = L_1 * 3.8252 * (80.4 - 0) + (500 - L_1) * 2642.32$$

❖ **Efecto 2** →

$$L_1 * Cp * (T_1 - 0) + V1 * \lambda_{s2} = L2 * Cp * (T_2 - 0) + V_2 * H_2$$

$$\begin{aligned} L_1 * 3.8252 * (80.4 - 0) + (500 - L_1) * 2357.9 \\ = 250 * 3.6464 * (49.5 - 0) + (L_1 - 250) * 2591.41 \end{aligned}$$

Despejando L_1 → Caudal de solución concentrada en el primer efecto.

$$L1 = 383.83 \text{ kg/d}$$

Despejando S → Caudal de vapor necesario a aportar al sistema

$$S = 116.88 \text{ kg/d}$$

Despejando V_1 y $V_2 \rightarrow$

$$V_1 = 500 - 383.83 = 116.17 \text{ kg/d}$$

Es el vapor que sale del primer efecto.

$$V_2 = 383.83 - 250 = 133.83 \text{ kg/d}$$

Vapor generado en el segundo efecto.

Finalmente, la cantidad de agua producto obtenida será la suma de las condensaciones de los vapores 1 y 2:

$$\text{Agua producto} = V_1 + V_2 = 250 \text{ kg/d}$$

5) Cálculo de calores en cada efecto

Convertimos el caudal a kg/h

$$q_1 = S * \lambda_{s1} = 116.88 \left(\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) * 2256.89 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) = 263785.3 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{d}} \right) \quad \text{Ec. 25}$$

$$q_2 = V_1 * \lambda_{s2} = 116.7 \left(\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) * 2357.9 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) = 275166.93 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{d}} \right) \quad \text{Ec. 26}$$

❖ Requerimiento energético para 14h (Irradiación máxima en Tinos):

$$q_1 = 263785.3 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{d}} \right) * \frac{1\text{d}}{24\text{h} * 3600\text{s}} * \frac{14\text{h}}{1\text{d}} = 42.74 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{d}} \right)$$

$$q_2 = 275166.93 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{d}} \right) * \frac{1\text{d}}{24\text{h} * 3600\text{s}} * \frac{14\text{h}}{1\text{d}} = 44.58 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{d}} \right)$$

$$q_{total} = 87.32 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{d}} \right)$$

$$q_{total} = 6.23 \text{ kW}$$

❖ Requerimiento energético para 4h (Irradiación mínima en Tinos):

$$q_1 = 263785.3 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{d}} \right) * \frac{1\text{d}}{24\text{h} * 3600\text{s}} * \frac{4\text{h}}{1\text{d}} = 12.21 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{d}} \right)$$

$$q_2 = 275166.93 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{d}} \right) * \frac{1\text{d}}{24\text{h} * 3600\text{s}} * \frac{4\text{h}}{1\text{d}} = 12.73 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{d}} \right)$$

$$q_{total} = 24.94 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{d}} \right)$$

$$q_{total} = 6.23 \text{ kW}$$

❖ **MÓDULO CRISTALIZADOR**

La cristalización es la formación de partículas sólidas a partir de una base homogénea, según la definición de (McCabe-Smith-Harriott, 2007). Así pues, en una disolución este fenómeno tiene lugar cuando se consigue una concentración mayor a la de saturación. El magma es la mezcla formada por los líquidos madres y los cristales. (este magma puede ser conocido como "slurry"). El equilibrio en la cristalización se obtiene cuando la solución se encuentra saturada. Existe, por tanto, variación de la solubilidad con la temperatura. Si bien, para el caso del NaCl la solubilidad varía en menor medida, como se puede analizar en la siguiente gráfica (McCabe-Smith-Harriot, 2007).



ILUSTRACIÓN 69 Cristalizador instalado en SOL-Brine. Fuente: Sol Brine

En este módulo, la solución concentrada proveniente del Evaporador será tratada, dando lugar a la formación de una nueva corriente sobresaturada que finalmente servirá para alimentar al secador. Para realizar los cálculos inherentes a este módulo, se deberán plantear balances de materia y de calor, a fin de conocer las composiciones y flujos presentes en el sistema. El calor de cristalización será el calor latente desprendido al formarse el sólido a partir de la solución.

El esquema a seguir, por tanto, será el siguiente:

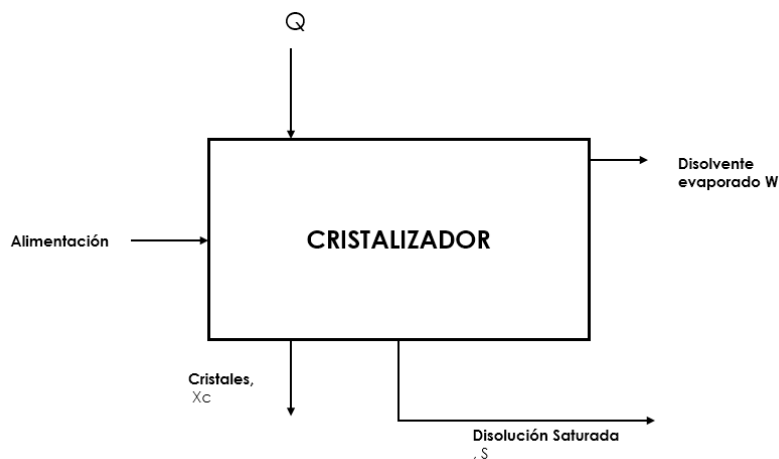


ILUSTRACIÓN 70 Esquema módulo cristalizador

Realizando los balances correspondientes, tal como expone (Geankopolis):

Balance de materia (soluto):

$$F * X_f = S * X_s + C * X_c$$

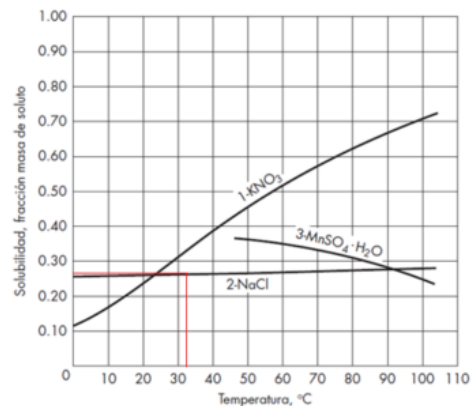
Ec .27

Balance de materia (agua):

$$F * (1 - X_f) = W + S * (1 - X_s) + C * (1 - X_c)$$

Ec. 28

- ❖ Donde F es el caudal de alimentación al cristizador, que será el mismo que el caudal de concentrado procedente del módulo evaporador (recordemos que dicho caudal era $F = L_2 = 250$ kg/d)
- ❖ W es la corriente de vapor
- ❖ S es la solución concentrada
- ❖ C es la cantidad de cristales que se forman (Kg)
- ❖ X_f es la concentración del caudal de entrada al módulo cristizador ($X_f = 12$ %)
- ❖ X_c es la relación de peso molecular entre la sal anhidra y la sal formada (peso molecular de la sal anhidra / peso molecular de la sal formada).
 - Peso molecular del NaCl = 58.4 (Na= 22.9; Cl=35.5)
 - En este caso el peso molecular de ambas sales coincide ya que la sal formada es NaCl, por lo que $X_c = 1$
- ❖ X_s se determina con la solubilidad a la T final (utilizando la gráfica adjunta, la solubilidad del NaCl a 32.5°C es 26 kg NaCl / 100 kg H₂O).
 - Por tanto:
 - $X_s = \frac{27}{27+100} = 0.212$
- ❖ Como hipótesis asumiremos una evaporación del 45 %, por lo que la cantidad evaporada será $W = 112.5$ kg /d



Con estos datos tenemos que:

Balance de materia (soluto):

$$250 * 0.12 = S * 0.212 + C * 1$$

Balance de materia (agua):

$$250 * (1 - 0.12) = 112.5 + S * (1 - 0.212) + C * (1 - 1)$$

Resolviendo las ecuaciones obtenemos:

De la segunda ecuación despejamos S:

$$220 = 112.5 + S * 0.788$$

$$S = 136.42 \text{ kg/d}$$

Sustituyendo en la primera ecuación:

$$30 = 136.42 * 0.212 + C$$

$$C = 1.07 \text{ kg/d}$$

Estas dos corrientes, los cristales y la solución concentrada, forman el magma, siendo la corriente total = $65.48 + 0.51 = 137.49 \text{ kg / d}$

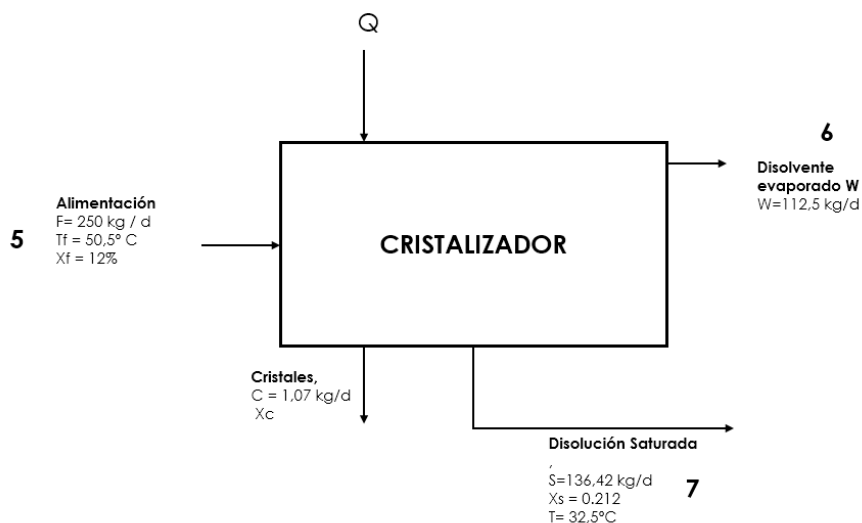


ILUSTRACIÓN 71 Balance de Materia en el módulo Cristalizador. Fuente: Elaboración propia

Balance de Energía

En lo respectivo al balance energético, y aplicando las leyes de la Termodinámica, podremos calcular la energía necesaria que debemos aportar al sistema. Este balance de energía resulta algo complejo debido principalmente a que para poder desempeñar el mismo, necesitamos conocer ciertas propiedades en la entrada y en la salida del Cristalizador, como lo son las entalpías.

En un fluido ideal, estas entalpías serían sencillas de obtener, gracias a las tablas que se encuentran en la literatura (diagramas de entalpía-concentración, tablas, etc), y que, empleando las leyes de la termodinámica permiten realizar un cálculo rápido e intuitivo. No así ocurre con el fluido que tratamos en este proceso (salmuera), y es que al ser una mezcla (disolución) que se aleja de fluidos ideales, las propiedades son difíciles de calcular debido a la complejidad que supone encontrar las mismas, puesto que no se dispone de propias tablas ni gráficas que permitan un cálculo sencillo. Es por ello, que en esta etapa del cálculo nos podríamos apoyar en el Software Engineering Equation Solver (EES), un programa potente y que contiene librerías de propiedades necesarias que permiten el cálculo necesario de fluidos variados (Refrigerantes como el R134, disoluciones, salmueras, etc.). Si bien en este caso, y para seguir con las líneas de los cálculos anteriores, emplearemos las funciones de Matlab, del MIT (Nayar et al. 2016). En el caso que analizamos, y según los cálculos previos, (que se adjuntan en la imagen), podemos emplear dichas propiedades para calcular las entalpías requeridas.

Y estos son los valores de las entalpías h_5 , h_6 , h_7 :

TABLA 10. Entalpías obtenidas mediante Matlab

Punto	Entalpia (kJ/kg)
5	175.45
6	2560,1
7	99,8

Donde $h_{v6} = 2561,7 \text{ kJ/kg}$ sacada de las tablas de vapor del agua, coincide con el valor de la simulación de Matlab.

De los cálculos para la Ósmosis Inversa, y empleando la ecuación:

$$\frac{dE}{dt} = Q + \sum \dot{m}_e * h_e - \sum \dot{m}_s * h_s$$

Por tanto, el calor obtenido del balance es el siguiente:

$$Q = h_7 * m_7 - h_5 * m_5 + h_{v6} * m_6$$

$$Q = 99.8 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) * 136.42 \left(\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) - 175.45 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) * 250 \left(\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) + 2560.1 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) * 112.5 \left(\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right)$$

$$Q = 257763.46 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{d}} \right)$$

❖ Requerimiento energético para 14h (Irradiación máxima en Tinos):

$$Q = 257763.46 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{d}} \right) * \frac{1\text{d}}{24\text{h} * 3600\text{s}} * \frac{14\text{h}}{1\text{d}} = 41.76 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{d}} \right)$$

$$Q = 2.98 \text{ kW}$$

❖ Requerimiento energético para 4h (Irradiación mínima en Tinos):

$$Q = 257763.46 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{d}} \right) * \frac{1\text{d}}{24\text{h} * 3600\text{s}} * \frac{4\text{h}}{1\text{d}} = 11.93 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{d}} \right)$$

$$Q = 2.98 \text{ kW}$$

❖ **MÓDULO: SECADOR**

En este módulo y ya el último, el magma proveniente del cristalizador (slurry) alimentará al secador solar de manera que tras el proceso se obtendrá sal seca, además de una corriente de agua que condensará en las paredes del secador para posteriormente poder ser recogida.

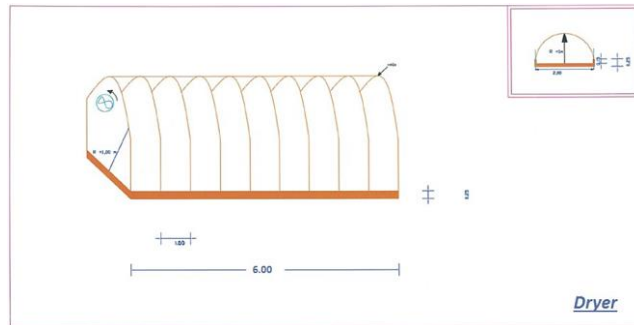


ILUSTRACIÓN 72 Secador Solar instalado en Sol-Brine

La transferencia de calor es importante en este proceso, y para ello será necesario realizar los cálculos asociados al proceso de secado.

En este secado se producirá una evaporación del agua presente en la solución (78.8%)

Para ello, y dada la temperatura de entrada de la solución que proviene del Cristalizador ($T = 32.5\text{ }^{\circ}\text{C}$) y teniendo en consideración que la temperatura de operación en el interior del secador será de 35°C , temperatura que estimaremos como hipótesis debido a la incidencia del Sol y el aumento de temperatura en el interior del secador

Así pues, este requerimiento térmico necesita el calor necesario para que la masa de agua se evapore, cambiando así, de estado (calor latente)

Por tanto, el balance que se puede seguir para la corriente concentrada que queremos secar, es el siguiente:

$$Q = Q_{\text{latente}} \quad \text{Ec.29}$$

Nota: para el proceso se tomará como hipótesis que no existe calor sensible debido a la variación de temperatura. Esto es debido a que la radiación solar provocará un aumento de la temperatura en el interior del secador, que supondremos igual a la temperatura de entrada de la solución, aproximadamente.

Donde, desarrollando cada uno de los calores

$$Q = m_{\text{h}_2\text{o}} * \Lambda_{\text{vap}}$$

Donde:

- $m_{\text{h}_2\text{o}}$ es la masa de agua que se quiere evaporar, en este caso 107.49 kg/d
- $\Lambda_{\text{vap}} = 2442\text{ kJ/kg}$ (a 25°C) sacado de las Tablas del Libro de Cengel.

$$Q = 107.49 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * 2442 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) = 259073 \frac{\text{kJ}}{\text{d}} = 259.07 \frac{\text{kJ}}{\text{d}}$$

$$Q = 259073 \frac{\text{kJ}}{\text{d}} = 18,5\text{ kW}$$

Este es el calor que se necesita para conseguir las condiciones requeridas. Que se evapore toda la masa de agua, para poder obtener sal seca.

4.2. ANÁLISIS EXERGÉTICO

Con referencia a capítulos anteriores, la Exergía se define como el trabajo útil máximo que puede obtenerse en un sistema. De este modo es una medida de la calidad de la energía en un sistema dado.

Dado un sistema de referencia, que consideramos el Estado Muerto (Dead State), en unas condiciones dadas, se definirá la exergía como el trabajo necesario para conseguir un estado dado, a partir del estado de referencia. Por tanto, la Exergía se descompone en Exergía Física y Exergía Química. Como ya definimos en capítulos previos, dadas unas condiciones P_0 , T_0 , X_0 , (condiciones del Estado Muerto); existirán variaciones en la Exergía Física, cuando las condiciones de Presión y Temperatura varíen respecto a la Presión y temperatura del Estado Muerto. Por otro lado, las variaciones en la Exergía Química tendrán lugar en los cambios de composición (x) respecto a la composición del Estado Muerto (X_0), y esto se debe a los potenciales químicos de las corrientes, que se deben tener en cuenta. Cabe resaltar que, numerosos estudios previos, no tenían en consideración la Exergía Química en los análisis de Exergía, como por ejemplo el publicado por Cerci (Cerci 2002), con valores muy bajos para las Eficiencias Exergéticas.

En el presente estudio se tendrán en cuenta tanto la Exergía Física, como la Exergía Química, además de que, para el estudio de las Eficiencias Exergéticas, no solo definiremos dichas eficiencias con respecto a la Exergía de Producto y Exergía de Fuel, sino que, al tratarse de soluciones concentradas de Agua y Cloruro de Sodio, se considerarán las variaciones de Exergía Química y Física de las corrientes a analizar.

Simulando el proceso esquematizado mediante Matlab (ver Anexo 1), el cual nos permitirá obtener los parámetros requeridos. Por un lado, obtendremos desglosados los valores de Exergía Física y Química; por otro lado, también se obtendrán otras propiedades como entalpías, entropías, densidades de corrientes, etc. Además de las propiedades de Seawater, para las corrientes en las que se obtiene agua, se emplean otras funciones de Matlab; esta vez relativas al agua (XSteam).

El primer paso, será obtener las propiedades de cada corriente (ver código Anexo 1). A continuación, se realizará una tabulación con cada corriente y las propiedades referidas a la misma. Posteriormente, se definirán los Fuegos y Productos de cada sistema, para, finalmente, realizar el cálculo en lo que a eficiencias exergéticas se refiere.

En el caso de la Ósmosis Inversa, realizaremos un cálculo a nivel global (observar los volúmenes de control en las siguientes figuras), además de en la propia sección de las membranas, en el intercambiador de presión, así como en las bombas (tanto la bomba de alta presión, como en la bomba Booster).

En el resto de sistemas, se realizará un estudio general de cada uno de ellos. Definiendo para cada uno de ellos, sus corrientes de Fuel y Producto, y siguiendo las definiciones expuestas en algunos artículos como el de M.B. Marigorta y Romero-Ternero (A.M. Blanco-Marigorta, Lozano-Medina, and Marcos 2017), (Romero-Ternero, García-Rodríguez, and Gómez-Camacho 2005).

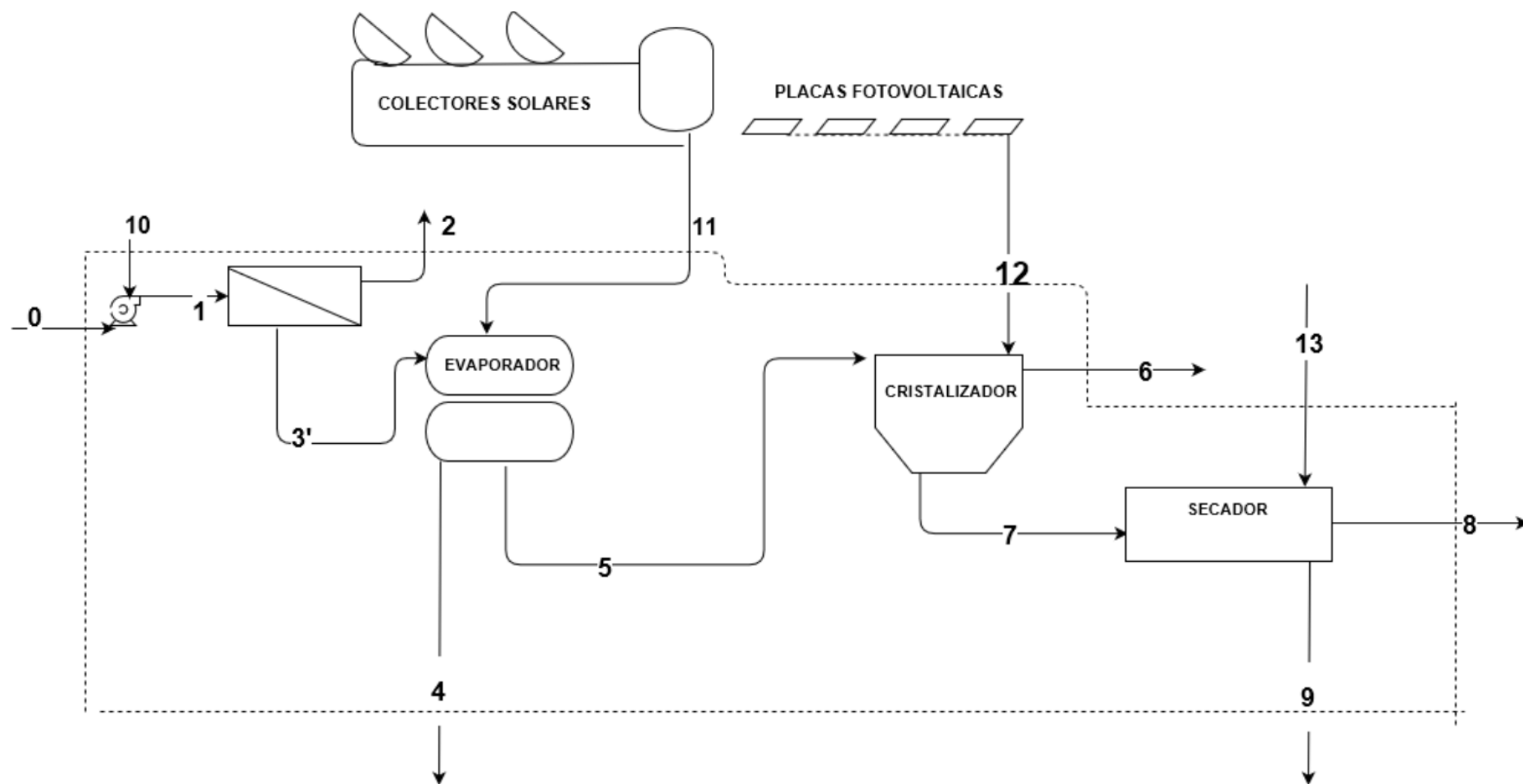


ILUSTRACIÓN 73 Esquema completo Ósmosis Inversa + Sol-Brine. Representación de las corrientes. Elaboración propia

TABLA 11. Resumen de exergías en cada corriente

Punto	Descripción	Temp. °C	Presión (bar)	Dens. (kg/m³)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kgK)	Caudal (kg/h)	e _f (kJ/kg)	ĖF (KW)	e _q (kJ/kg)	ĖQ (KW)	e _t (kJ/kg)	Ė (kW)
1	Entrada Ósmosis	25	52,5	1024,30	104,7	0,350	94839,93	5,051	133,076228	0,000	0,000000	5,05	133,076228
2	Agua	25	1	997,00	104,9	0,367	41475,20	0,000	0,000000	2,385	27,479624	2,39	27,479624
3	Salmuera	25	51,7	1044,70	100,3	0,327	53196,12	4,857	71,766004	0,706	10,428657	5,56	82,194661
3'	Salmuera	25	0,18	1042,60	95,8	0,328	35,71	-0,080	-0,000792	0,706	0,007001	0,63	0,006209
4	Agua	49,5	0,11	0,08	2590,4	8,084	17,85	184,900	0,916796	0,000	0,000000	184,90	0,916796
5	Solución Concentrada	49,5	0,11	1077,30	175,5	0,552	17,85	3,416	0,016938	5,835	0,028931	9,25	0,045869
6	Agua	32,5	0,05	0,03	2560,1	8,401	8,03	59,843	0,133483	0,000	0,000000	59,84	0,133483
7	Solución Concentrada	32,5	0,05	1154,70	99,8	0,121	9,74	0,139	0,000377	21,082	0,057039	21,22	0,057416
8	Agua	30	1	995,61	125,8	0,437	7,67	-	-	-	-	-	-
9	Sal	30	1	1751,80	124,1	0,433	2,06	-	-	-	-	-	-
10	67,540												
11	3,050												
12	2,980												
13	18,500												

Una vez esquematizados los diferentes módulos, y obtenidos los valores de las Exergías en cada punto, ya tenemos la capacidad de definir Fuel y el Producto para cada uno de ellos. Recordemos que el Fuel serán todos los medios necesarios a aportar en un sistema, para obtener un Producto determinado.

Tal como se expone en el artículo de M.B. Marigorta (A.M. Blanco-Marigorta, Lozano-Medina, and Marcos 2017) tenemos en cuenta que el propósito en Sol-Brine es obtener distintas corrientes, una más concentrada y otra más diluida, a fin de poder acercarse al Zero Liquid Discharge; y es por ello por lo que debemos prestar atención, tanto a la exergía Física como a la Exergía Química. Además, se seguirán las pautas marcadas en el trabajo de Tsatsaronis (Lazzaretto and Tsatsaronis 2006)

TABLA 12. Definiciones de fuel y producto para cada módulo

DEFINICIONES DE LA EXERGIA DE FUEL Y PRODUCTO		
EQUIPO	FUEL	PRODUCTO
ÓSMOSIS INVERSA	$\dot{E}_1^{física} - (\dot{E}_2^{física} + \dot{E}_3^{física})$	$\dot{E}_2^{química} + \dot{E}_3^{química} - \dot{E}_1^{química}$
EVAPORADOR	Q	$(\dot{E}_4^{física} + \dot{E}_5^{física} - \dot{E}_{3'}^{física}) + (\dot{E}_4^{química} + \dot{E}_5^{química} - \dot{E}_{3'}^{química})$
CRISTALIZADOR	Q	$\dot{E}_6^{física} + \dot{E}_7^{física} - \dot{E}_5^{física} + (\dot{E}_6^{química} + \dot{E}_7^{química} - \dot{E}_5^{química})$

Tras definir para cada Componente del sistema completo (Sol-Brine), las corrientes de Fuel y Producto, se pueden plantear los balances Exergéticos correspondientes. Cabe resaltar que, según distintos autores, se considerarán como corrientes de Fuel y Producto, unas corrientes distintas en cada caso. En este caso se han definido las corrientes exergéticas de Fuel y Producto, en función a los incrementos o disminuciones entre la entrada y la salida, tal como expone Tsatsaronis (Lazzaretto and Tsatsaronis 2006).

El análisis de las corrientes exergéticas permitirá estudiar la eficiencia del sistema (ε), así como la destrucción generada en el componente. Tras analizar cada componente por separado, se estudiará la eficiencia global del sistema completo, así como la Exergía Destruída. Se procede a calcular, además, la exergía destruida, siguiendo las definiciones expuestas con anterioridad.

Así pues, para cada módulo calcularemos como sigue:

$$Eficiencia\ exergética = \frac{Exergía\ Productos}{Exergía\ Fuel} = 1 - \frac{Destrucción}{Fuel} \quad \text{Ec. 30}$$

De donde podemos extraer la Exergía Destruída:

$$\dot{E}_D = (1 - \varepsilon) * \dot{E}_F \quad \text{Ec. 31}$$

Procederemos a emplear la Ec.30 y Ec.31 en cada módulo.

❖ Ósmosis Inversa:

En primer lugar, se realizará un cálculo de la Eficiencia Exergética total en el módulo completo, teniendo en cuenta la configuración con el sistema de Recuperación de Energía:

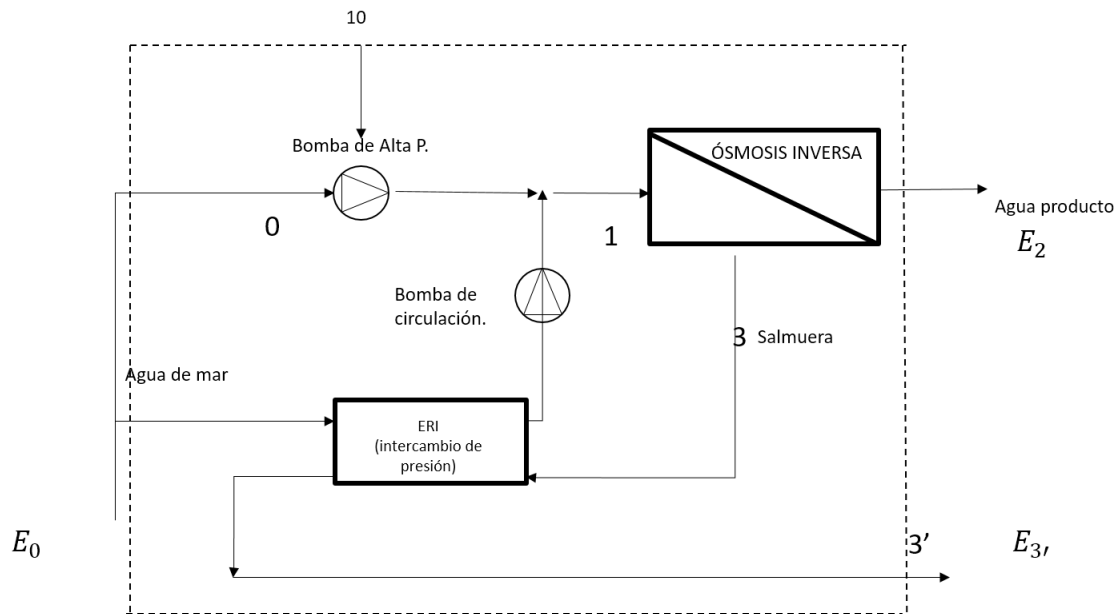


ILUSTRACIÓN 74 Volumen de control para Ósmosis Inversa

Donde se ha delimitado el volumen de control (línea punteada naranja) sobre el cual aplicamos el rendimiento exergético. Con los datos de la tabla adjunta más arriba, y teniendo en cuenta que la exergía en el punto 0, antes de la bomba de alta presión, será $E_0 = 0$ (puesto que se haya en las mismas condiciones de Presión y Temperatura que nuestro Estado Muerto y por tanto las Exergías para este punto son nulas); y haciendo uso de las definiciones planteadas por Tsatsaronis (Lazzaretto and Tsatsaronis 2006) :

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{\dot{E}_2^{química} + \dot{E}_{3'}^{química} - \dot{E}_0^{química}}{\dot{W} + \dot{E}_0^{física} - \dot{E}_2^{física} - \dot{E}_{3'}^{física}}$$

$$\varepsilon = 40,6\%$$

A la vista del resultado, cabe destacar que se obtiene una eficiencia mayor que en otras estudios (Mabrouk, Nafey, and Fath 2007)

$$\dot{E}_D = (1 - 0.406) * 67.54 = 40.11 \text{ kW}$$

Esta destrucción exergética debe en gran medida a la caída de presión en las membranas que genera esas irreversibilidades.

Si queremos estudiar las eficiencias en los componentes de la Planta de Ósmosis Inversa podemos expresar las eficiencias exergéticas tal y como sigue:

- Para la parte de las membranas, ya que su función es la de obtener dos corrientes con distinta concentración, la eficiencia se calculará tal como exponen M.B.Marigorta (Ana M. Blanco-Marigorta, Masi, and Manfrida 2014):

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{\dot{E}_2^{química} + \dot{E}_3^{química} - \dot{E}_1^{química}}{\dot{E}_1^{física} - (\dot{E}_2^{física} + \dot{E}_3^{física})}$$

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{27.4796 + 10.4286 - 0}{133.07622 - 0 - 71.766004} =$$

$$\varepsilon = 62 \%$$

La exergía Destruída, por tanto, será:

$$\dot{E}_D = (1 - 0.62) * 61.31 = 23.3 \text{ kW}$$

- Intercambiador de presión (ERI):

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{E_{\text{agua de mar OUT}} - E_{\text{agua de mar IN}}}{E_{\text{salmuera IN}} - E_{\text{salmuera OUT}}}$$

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{\dot{E}_{0'} - \dot{E}_0}{\dot{E}_3 - \dot{E}_{3'}}$$

$$\varepsilon = 96.2 \%$$

$$\dot{E}_D = (1 - 0.962) * 82.189 = 3.12 \text{ kW}$$

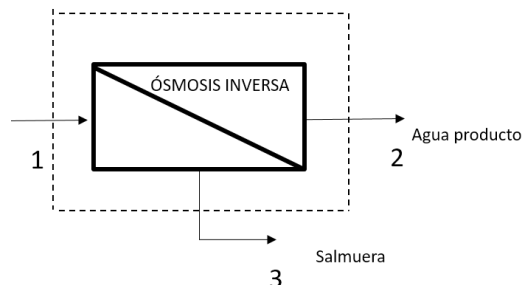


ILUSTRACIÓN 75 Volumen de control para Membranas de Ósmosis Inversa

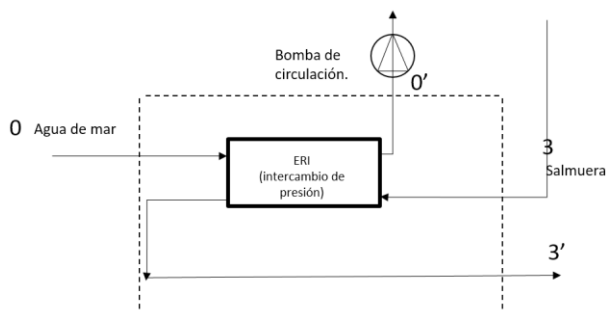


ILUSTRACIÓN 76 Volumen de control para ERI

- En el caso de la bomba de Alta Presión (HHP), el rendimiento exergético puede expresarse como sigue:

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{\dot{E}_{out} - \dot{E}_{in}}{W}$$

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{\dot{E}_1 - \dot{E}_0}{W}$$

Donde W es la potencia de la bomba de Alta presión, que calculamos en apartados anteriores y se expresaba como:

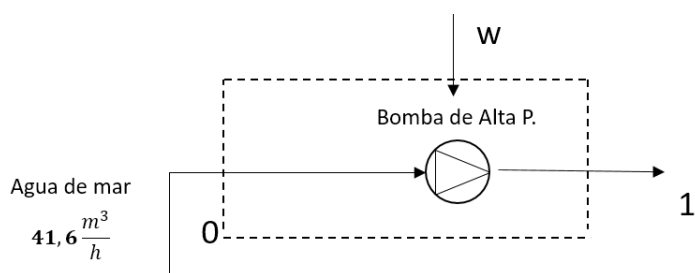


ILUSTRACIÓN 77 Volumen de control para bomba hpp

$$W = \frac{\rho * q_{v,A}^{AP} * (h_1 - h_0)}{\eta_{AP}} = \frac{1022 \left(\frac{kg}{m^3} \right) * 0.0115 \left(\frac{m^3}{s} \right) * (104.68 - 100.06) \left(\frac{kJ}{kg} \right)}{0.85} = 63.88 \text{ kW}$$

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{\left[5.0514 \left(\frac{kJ}{kg} \right) * 0.0115 \left(\frac{m^3}{s} \right) * 1024.3 \left(\frac{kg}{m^3} \right) \right] - 0}{63.88} = 0.9317$$

$$\varepsilon = 93.17 \%$$

$$\dot{E}_D = (1 - 0.542) * 63.88 = 4.36 \text{ kW}$$

- Por último, para la Bomba de Circulación (Bomba Booster), aplicaremos lo mismo:

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{\dot{E}_{out} - \dot{E}_{in}}{\dot{W}}$$

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{\dot{E}_1 - \dot{E}_{0'}}{\dot{W}}$$

Donde W es la potencia de la bomba de Baja presión, que calculamos en apartados anteriores y se expresaba como:

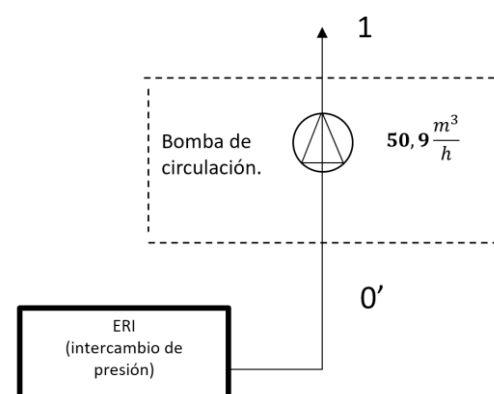


ILUSTRACIÓN 78 Volumen de control para bomba booster

$$W = \frac{\rho * q_{v,A}^{IP} * (h_1 - h_{0'})}{\eta_c} = \frac{1022 \left(\frac{kg}{m^3} \right) * 0.01414 \left(\frac{m^3}{s} \right) * (104.68 - 104.49) \left(\frac{kJ}{kg} \right)}{0.75} = 3.66 \text{ kW}$$

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F}$$

$$= \frac{\left[5.0514 \left(\frac{kJ}{kg} \right) * 0.01414 \left(\frac{m^3}{s} \right) * 1024.3 \left(\frac{kg}{m^3} \right) \right] - \left[4.8462 \left(\frac{kJ}{kg} \right) * 0.01414 \left(\frac{m^3}{s} \right) * 1024.2 \left(\frac{kg}{m^3} \right) \right]}{3.66 \text{ kW}}$$

$$\varepsilon = 82.7\%$$

$$\dot{E}_D = (1 - 0.827) * 3.66 = 0.63 \text{ kW}$$

❖ **Evaporador**

Siendo $Q = 3.05 \text{ kW}$ (calor a aportar en el primer efecto)

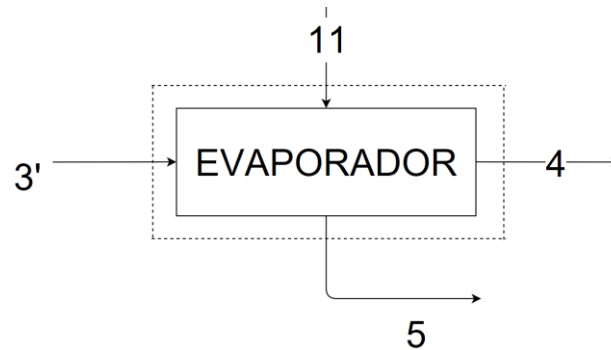


ILUSTRACIÓN 79 Volumen de control para evaporador

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} = \frac{(\dot{E}_4^{Fisica} + \dot{E}_5^{fisica} - \dot{E}_{3'}^{fisica}) + (\dot{E}_4^{quimica} + \dot{E}_5^{quimica} - \dot{E}_{3'}^{fisica})}{Q}$$

$$= \frac{0,916796 + 0,016938 - (-0,000792) + 0,028931 - 0,007001}{3,05} = 0.313$$

$$\varepsilon = 31.3 \%$$

$$\dot{E}_D = (1 - 0.313) * 3.05 = 2.09 \text{ kW}$$

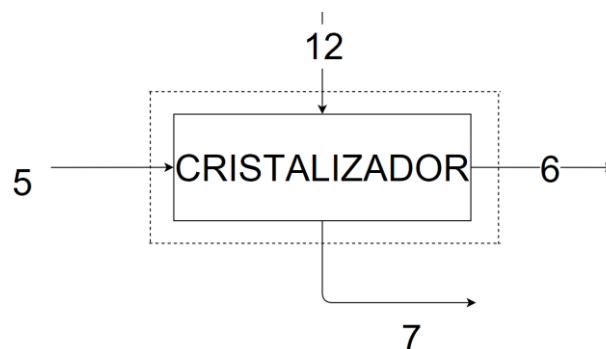
❖ **Cristalizador**

ILUSTRACIÓN 80 Volumen de control para cristalizador

$$\varepsilon = \frac{E_P}{E_F} \varepsilon = \frac{\dot{E}_6^{Fisica} + \dot{E}_7^{fisica} - \dot{E}_5^{fisica} + (\dot{E}_6^{quimica} + \dot{E}_7^{quimica} - \dot{E}_5^{quimica})}{Q}$$

$$\varepsilon = \frac{0.1334 + 0.000377 - 0.016938 + 0.057039 - 0.028931}{2.98} = 0.048$$

$$\varepsilon = 4.8 \%$$

$$\dot{E}_D = (1 - 0.048) * 2.98 = 2.83 kW$$

❖ Secador

En el caso del secador, tendremos en cuenta que obtenemos como producto, tanto la sal como agua. Es por ello por lo que, se considerará que las Exergías a la salida son nulas. Esto es debido a que no emplearemos las corrientes como fuente para otro sistema, sino que se trata de productos finales. Este elemento, se considerará, por tanto, como un elemento disipativo, en el cual no tendremos en cuenta las Exergías, sino que se tendrá en cuenta la destrucción generada en dicho elemento (Petrakopoulou 2010), donde ésta Exergía, se considerará como la diferencia de Exergías entre la entrada y la salida.

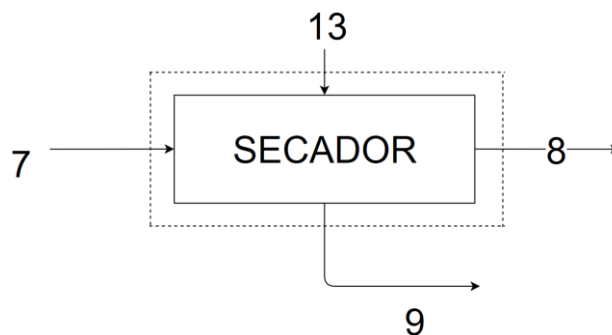


ILUSTRACIÓN 81 Volumen de control para secador

$$\dot{E}_D = \dot{E}_7 - \dot{E}_8 - \dot{E}_9 = 0.057 kW$$

Exergías en Colectores Cilíndrico Parabólicos:

Para poder realizar el balance exergoeconómico posteriormente, es necesario conocer el coste de la corriente exegética (B) que se emplea como Fuel en el Evaporador. Para estimar dicho coste, se debe plantear un balance exergético en los colectores solares Cilíndrico Parabólicos.

Nota: en este apartado no se calculará en detalle todo el proceso que tiene lugar en un colector cilíndrico parabólico (CCP); se analizarán solo las exergías, y se estimará.

Para ello tendremos en cuenta que la eficiencia exergética en el colector solar, puede definirse como:

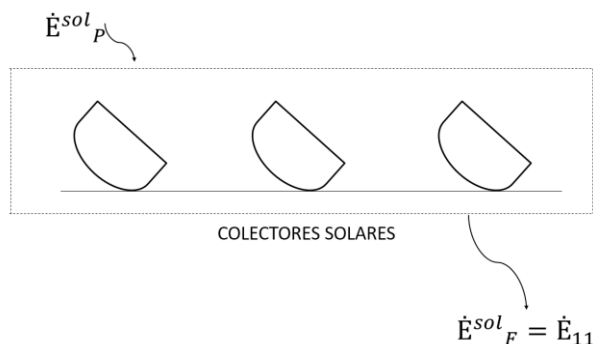


ILUSTRACIÓN 82 Volumen de control para colectores solares

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_P^{sol}}{\dot{E}_F^{sol}}$$

Donde:

- \dot{E}_P^{sol} es el calor necesario en el evaporador, que calculamos en el apartado de resultados
- ε será la eficiencia de los colectores solares, que se podrá estimar acorde a (EPRI 1997):

	Parabolic Trough	Power Tower	Dish/Engine
Size	30-320 MW*	10-200 MW*	5-25 kW*
Operating Temperature (°C/°F)	390/734	565/1,049	750/1,382
Annual Capacity Factor	23-50%*	20-77%*	25%
Peak Efficiency	20%(d)	23%(p)	29.4%(d)
Net Annual Efficiency	11(d*)-16%*	7(d*)-20%*	12-25%*(p)
Commercial Status	Commercially Available	Scale-up Demonstration	Prototype Demonstration
Technology Development Risk	Low	Medium	High
Storage Available	Limited	Yes	Battery
Hybrid Designs	Yes	Yes	Yes
Cost			
\$/m ²	630-275*	475-200*	3,100-320*
\$/W	4.0-2.7*	4.4-2.5*	12.6-1.3*
\$/W [†]	4.0-1.3*	2.4-0.9*	12.6-1.1*

ILUSTRACIÓN 83 Parámetros de colectores. Fuente: (EPRI 1997)

De donde se establecerá una eficiencia del $\varepsilon = 15\%$ acorde al valor anual medio de las eficiencias en colectores Cilíndrico Parabólicos.

- \dot{E}_F^{sol} será exergía absorbida en el colector solar.

$$\dot{E}_F^{sol} = \frac{\dot{E}_P^{sol}}{\varepsilon} = \frac{3.05}{0.15} = 20.3 \text{ kW}$$

Con este valor, ya podremos emplear el balance exergoeconómico en los colectores solares, para poder obtener el coste de Fuel en el evaporador

Exergías en Placas Solares fotovoltaicas:

Del mismo modo que en el caso de los colectores solares, es necesario conocer el valor del coste Exergético asociado a la corriente de entrada en el Cristalizador (C). Para ello, se empleará del mismo modo, la solución aplicada en el caso de CCP. Extrayendo el valor de la eficiencia de las placas fotovoltaicas, y con el valor de la corriente exergética que entra en el Cristalizador, se puede obtener el valor de la exergía

absorbida en la superficie de las placas fotovoltaicas, para, posteriormente, aplicar el balance exergoeconómico, asumiendo una eficiencia de 10%

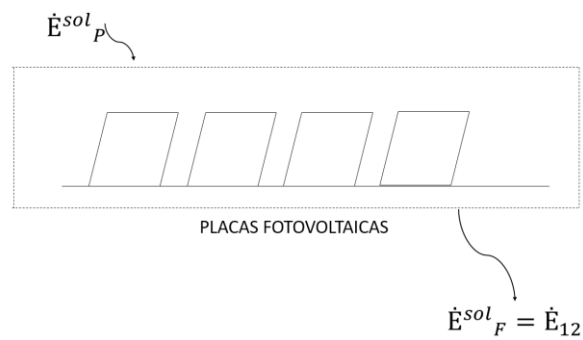


ILUSTRACIÓN 84. Volumen de control para placas fotovoltaicas

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}^{sol}_P}{\dot{E}^{sol}_F}$$

$$\dot{E}^{sol}_F = \frac{\dot{E}^{sol}_P}{\varepsilon} = \frac{3.05}{0.10} = 30.5 \text{ kW}$$

Eficiencia Total del Módulo Sol-Brine + Ósmosis Inversa

Una vez que hemos realizado los cálculos correspondientes a cada uno de los módulos que componen la planta, podemos realizar un balance global, para calcular la Eficiencia Exergética del Sistema. Así pues, se definen, como en los casos anteriores, las corrientes de Fuel y Producto de la Planta; para posteriormente, calcular la citada eficiencia.

TABLA 13. Fuel y producto para la planta global

DEFINICIONES DE LAS EXERGÍAS DE FUEL Y PRODUCTO		
EQUIPO	FUEL	PRODUCTO
PLANTA COMPLETA	$\dot{E}_0 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{13}$	$\dot{E}_2 + \dot{E}_6 + \dot{E}_4 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9$

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_2 + \dot{E}_6 + \dot{E}_4 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9}{\dot{E}_0 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{13}} = 30,9 \%$$

Analizando el resultado obtenido, cabría esperar que se obtiene un resultado exergético bajo. Por el contrario, este resultado está mayor que en otras publicaciones (El-Emam and Dincer 2014) (Mabrouk, Nafey, and Fath 2007) y del orden de otros como el trabajo de M.B.Marigorta (Ana M. Blanco-Marigorta, Masi, and Manfrida 2014). El valor de la Eficiencia exergética, estará en estrecha relación con el valor de la Exergía Destruída.

Se esquematiza a continuación los valores obtenidos para cada módulo.

TABLA 14. Exergías de fuel, producto y destrucción

Componente	\dot{E}_F	\dot{E}_P	\dot{E}_D	ε
	kW	kW	kW	%
ÓSMOSIS INVERSA + ERI	67,54	27,48	40,11	40,6
MEMBRANAS OI	61,31	37,9	23,3	62
BOMBA DE HPP	63,88	59,5	4,36	93,17
BOMBA BOOSTER	3,66	3,03	0,63	82,7
ERI (INTERCAMBIADOR)	82,189	79,069	3,12	96,2
EVAPORADOR	3,05	0,96	2,09	31,34
CRISTALIZADOR	2,98	0,14	2,84	4,86
SECADOR	0,06	0,00	0,06	0,00
PLANTA TOTAL	92,07	28,52	63,55	30,98

Análisis por componente

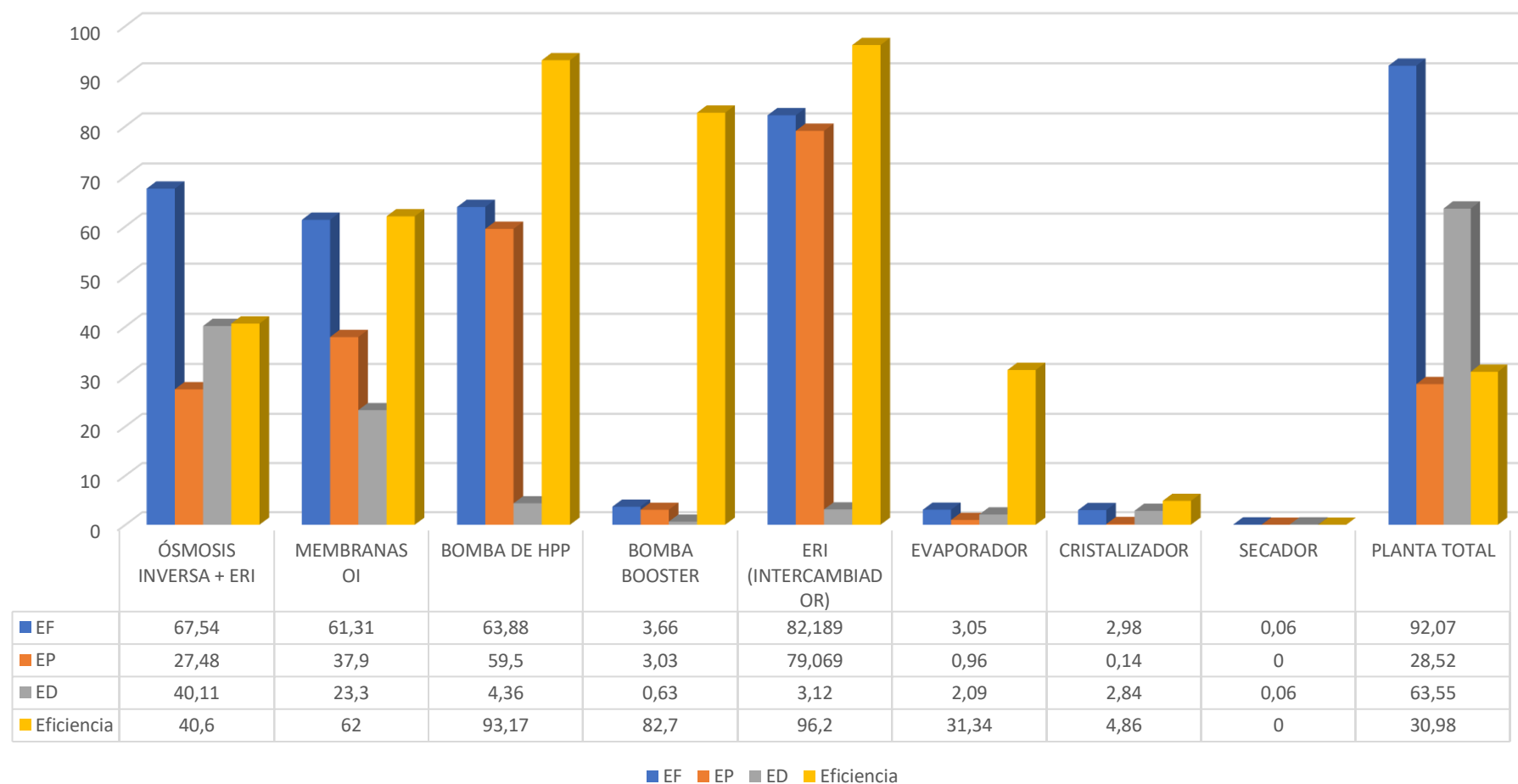


ILUSTRACIÓN 85 Valores de eficiencias, exergía destruida, exergía de producto y exergía fuel. Elaboración propia

4.3. Análisis Económico (Planta Sol-Brine)

Antes de realizar el análisis exergoeconómico es necesario realizar los cálculos relativos a los costes de operación y mantenimiento. Procedemos, por tanto, al cálculo del Capital Total de Inversión (TI) asociado a la planta Sol-Brine. Para ello se realizarán los cálculos independientemente de la planta de Ósmosis Inversa, puesto que ésta ya estaba construida con anterioridad. Podemos desglosar el Capital Total de Inversión, en la suma de un Capital Fijo de Inversión (CFI) y otros gastos, acorde a lo expuesto en el Capítulo 3.

Antes de comenzar los cálculos se analizan los precios de equipamiento comprado:

COSTE DEL EQUIPAMIENTO COMPRADO (PEC) 2011	
Componente	Coste
Evaporador	43.000 €
Cristalizador	20.000 €
Secador	2.000 €
Sistema Solar	16.600 €
-Colectores Solares	13.500 €
-Placas fotovoltaicas	3.100 €
Edificio	1.000 €
TOTAL PEC	82.600 €

Estos precios datan de 2011, para el presente estudio plantearemos los costes en función del precio desde finales de 2016, teniendo en cuenta el valor de CEPCI (Chemical Engineering plant cost index) entre 2011 y 2016.

El valor de los productos entre un año de referencia y el actual se pueden expresar respecto al CEPCI de la siguiente manera:

$$C_i = C_a \frac{CEPCI_i}{CEPCI_a} \quad \text{Ec. 32}$$

Donde los subíndices son:

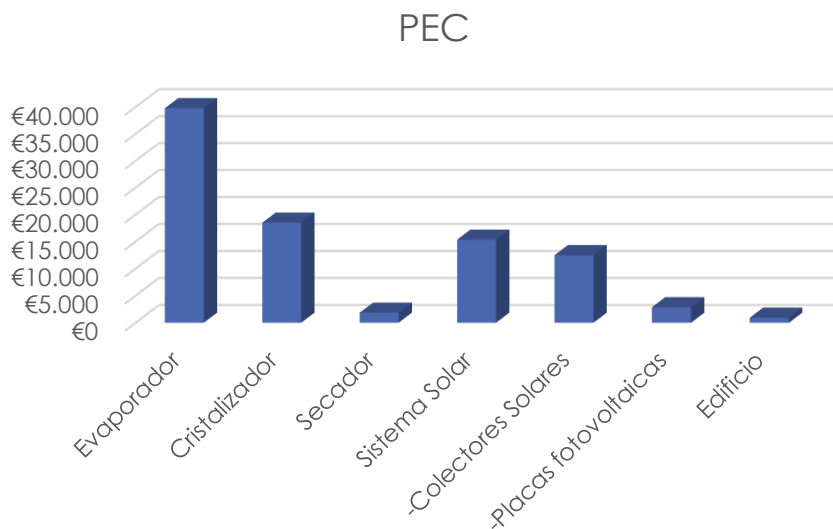
- "i" año de referencia
- "a" año actual

Para el año 2011 se obtiene un CEPCI de 585.7 y para el año 2016, CEPCI = 541,7

Por lo que los precios que se obtienen y servirán para la base de coste son:

COSTE DEL EQUIPAMIENTO PEC EN 2016	
Componente	Coste
Evaporador	39.770 €
Cristalizador	18.498 €
Secador	1.850 €
Sistema Solar	15.353 €

-Colectores Solares	12.486 €
-Placas fotovoltaicas	2.867 €
Edificio	925 €
TOTAL PEC 2016	76.395 €



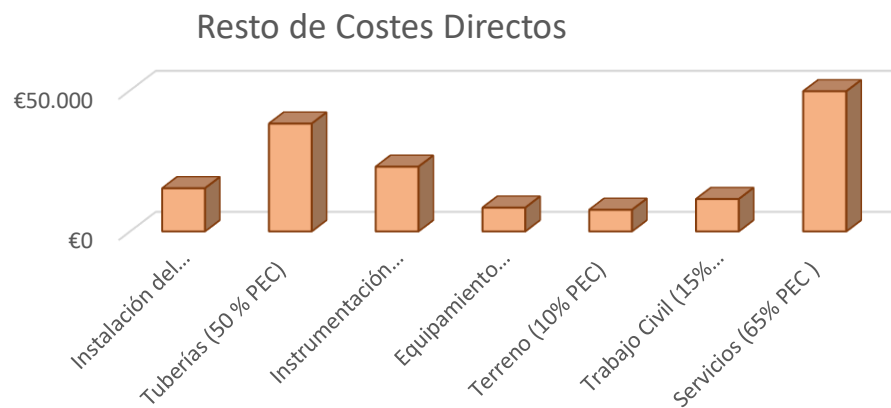
Estimación del resto de Costes Directos

- Instalación del equipo comprado → En este apartado se tienen en cuenta los costes de instalación de todo el equipamiento comprado. Para ello se tienen en cuenta el transporte, e manejo, construcción, etc.

Se estima entre el 20 y el 90%, aunque si no se dispone de mayor información se puede emplear un valor del 45%.

- Tuberías → Incluye toda la instalación de tuberías en el proyecto. Depende del fluido a material a manejar, representa un porcentaje mayor o menor. En el caso de plantas que trabajan con fluidos, este porcentaje se sitúa en torno al 50 y 70 % del PEC
- Instrumentación → Incluye la monitorización y control de todos los sistemas. Representa entre el 16 y el 40% del PEC
- Equipamiento eléctrico → Líneas, cableado, etc. Una media del 11 % del PEC
- Terreno → Depende en gran medida de la localización. 10% del PEC
- Trabajo Civil, Estructural, y arquitectura. Incluye servicios, trabajos de carretera, vallado, mejoras de terreno, excavaciones. Rangos entre el 15 y 90 % del PEC
- Servicios → Gastos de suministro de combustible, vapor, refrigeración, etc. Se incluyen, además, los gastos como protección contra incendios, primeros auxilios. Se puede estimar una media del 65 % del PEC

Resto De Costes Directos	
Instalación del equipo comprado (20% PEC)	15.279 €
Tuberías (50 % PEC)	38.197 €
Instrumentación (30 % PEC)	22.918 €
Equipamiento Eléctrico (11% PEC)	8.403 €
Terreno (10% PEC)	7.639 €
Trabajo Civil (15% PEC)	11.459 €
Servicios (65% PEC)	49.657 €
TOTAL "Resto Costes Directos"	153.553 €



Obteniendo unos costes directos de:

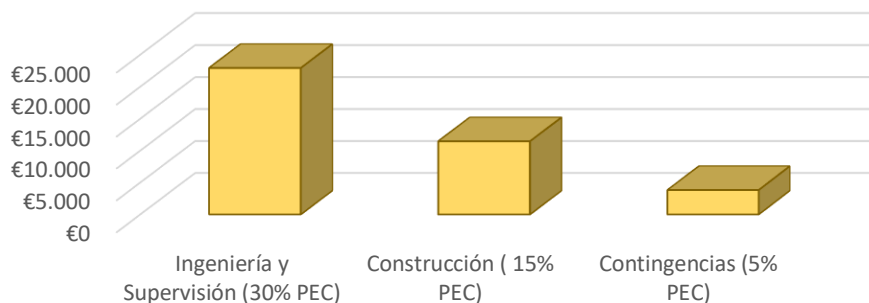
TOTAL DE COSTES DIRECTOS (CD)	236.153 €
--------------------------------------	------------------

Estimación de Costes Indirectos (CI)

- Ingeniería y Supervisión: Costes de desarrollo de la planta, diseño, planos, compras, administración, y tasas. Se puede estimar una media del 30% del PEC
- Construcción: Herramientas, trabajos temporales, seguros, etc. Representa el 15% del PEC.
- Contingencias. Entre el 5 y 20 %

Costes Indirectos	
Ingeniería y Supervisión (30% PEC)	22.918 €
Construcción (15% PEC)	11.459 €
Contingencias (5% PEC)	3.820 €
TOTAL Costes Indirectos	38.197 €

Costes Indirectos (CI)



Por tanto, el **Capital Fijo de Inversión:**

Capital Fijo de Inversión (CFI)	
TOTAL DE COSTES DIRECTOS (CD)	236.153 €
TOTAL Costes Indirectos	38.197 €
TOTAL CFI	274.351 €

Otros Gastos:

- Costes de Puesta en Marcha → Incluye los costes de cambios que puedan afectar previamente a la operación de la planta. Se incluyen, materiales, equipamiento, y gastos durante la puesta en marcha. Se puede estimar una media del 10% del CFI
- Capital de Trabajo → Representa los gastos asociados al funcionamiento de la Planta. Se incluyen las materias primas, combustibles, productos terminados. Se puede estimar un valor del 15% del CFI.
- Licencias, Desarrollo

Otros Gastos	
Costes de Puesta en Marcha (10% CFI)	27.435 €
Capital de Trabajo (15% CFI)	41.153 €

Por tanto, el Capital Total de inversión.

$$TI = CFI + \text{Otros Gastos} = \text{Costes Directos} + \text{Costes Indirectos} + \text{Otros Gastos}$$

CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN (IT) SOL BRINE	
TOTAL CFI	274.351 €
Total " Otros Gastos "	68.588 €
TOTAL IT	342.939 €

Este será el coste de Inversión de la planta

Es conveniente mencionar la “nivelación” que sufren estos costes, debido al escalada de los valores durante la vida del proyecto.

Para ello, se establece el “factor de nivelación de escalada constante” CELF (por sus siglas del Inglés). Este factor permite la relación entre el valor de un coste al inicio del proyecto, (P_0) y una anualidad equivalente, “valor nivelado”, dado un periodo concreto.

Este valor depende de la tasa de descuento (i_{eff}) y la tasa de escalada (r_n)

Así pues, se define CELF:

$$CELF = CRF * k * \frac{(1 - k^n)}{1 - k} \quad \text{Ec. 33}$$

Donde los parámetros de esta ecuación son

$$k = \frac{1 + r_n}{1 + i_{eff}} \quad \text{Ec. 34}$$

$$CRF(\text{Factor de Recuperación de Capital}) = i_{eff} * \frac{(1 + i_{eff})^n}{(1 + i_{eff}) - 1} \quad \text{Ec. 35}$$

Donde “n” es el número de años de vida de la planta.

Para los cálculos, realizaremos las siguientes hipótesis:

- unos costes de Mantenimiento del 6% (Romero-Ternero, García-Rodríguez, and Gómez-Camacho 2005)
- una tasa de descuento $i_{eff}=5\%$
- una tasa de escalada $r_n=4\%$ (El-Emam and Dincer 2014)
- una vida económica de 20 años (n), (El-Emam and Dincer 2014)
- y unos valores anuales de funcionamiento de 3650 h (ya que la planta funciona con energía solar y obtenemos un valor medio anual de 10 h de luz solar, $10*365=3650h$)

Así pues, aplicando las hipótesis establecidas, obtenemos los siguientes valores:

Calculo de CRF= $i_{eff} * ((1 + i_{eff})^n) / ((1 + i_{eff})^n - 1)$	0,071
Calculo de CELF = $CRF * k * (1 - k^n) / (1 - k)$	1,570

Para ello, también se hará uso de la formulación establecida por Bejan, donde:

$$\frac{A}{P_0} = CELF = CRF * k * \frac{(1 - k^n)}{1 - k} \quad \text{Ec. 36}$$

Donde

- **A**, representa el valor nivelado del coste para un determinado número de años.

- **P0** es el valor del coste, al inicio del proyecto.

Con el cálculo del CELF se establece la relación entre el valor de un gasto al inicio del proyecto, y su valor nivelado, tras "n" años.

Así pues, para una vida de 20 años el valor nivelado obtenido es:

Coste año inicial (Po)	342.939 €
Tasa de Descuento "ieff"	0,05
Tasa de Escalamiento "rn"	0,04
Años "n"	25
Calculo de $K = (1 + rn) / (1 + ieff)$	0,990
Calculo de $CRF = ieff * ((1 + eff)^n) / ((1 + eff)^n - 1)$	0,071
Calculo de $CELf = CRF * k (1 - k^n) / (1 - k)$	1,570
Calculo de $A = Po * CELf$ (coste nivelado para 20 años)	538.430,79 €

Del mismo modo, se debe calcular el coste anualizado de la inversión:

$$A_{total} = TI * \frac{A}{P} = TI * CRF = TI * i_{eff} * \frac{(1 + i_{eff})^n}{(1 + i_{eff}) - 1} \quad \text{Ec. 37}$$

Este valor, junto a los costes anualizados de O&M nos permitirá obtener los valores de los costes fijos anuales totales, necesarios para el cálculo de los costes fijos en Exergoeconomía.

Se obtiene el siguiente valor anualizado:

TOTAL IT	342.939 €
Calculo de $CRF = ieff * ((1 + eff)^n) / ((1 + eff)^n - 1)$	0,071
COSTE ANUALIZADO DE LA INVERSION (Amortización anual)	24.332,337 €

Costes de O&M

Tras realizar los cálculos necesarios para obtener el capital de Inversión, se procederá al cálculo de los costes de Operación y Mantenimiento de los equipos (O&M), necesarios para poder establecer, con posterioridad, los balances exergoeconómicos.

Tal como expone (El-Emam and Dincer 2014) en su artículo, la tasa anual de costes de inversión \dot{Z} se puede estimar, desglosando el mismo en la tasa anual de costes inversión \dot{Z}^{CI} , y la tasa anual de costes de Operación y Mantenimiento ($\dot{Z}^{O\&M}$).

$$\dot{Z} = \dot{Z}^{CI} + \dot{Z}^{O\&M} \quad \text{Ec. 38}$$

Donde:

- \dot{Z}^{CI} se obtiene de dividir el coste de la inversión de capital entre el número de horas de funcionamiento de la planta ζ

- $\dot{Z}^{O\&M}$ se obtiene de dividir los costes nivelados de Operación y Mantenimiento (A) entre las horas de funcionamiento de la Planta ζ

Este valor permitirá plantear los balances exergoeconómicos en el apartado posterior.

Se procederá, en primer lugar, al cálculo de los costes de Operación y Mantenimiento (O&M), acorde a los porcentajes expuestos por Romero-Ternero (Romero-Ternero, García-Rodríguez, and Gómez-Camacho 2005), en este caso se puede emplear un valor del 4% de los costes de adquisición de los equipos.

O bien como se expone en la Tesis de M.Villalón (M^a, Villalón, and Aragón 2009), estimando un coste anual de Mantenimiento del 6% de la Inversión Total

COSTES TOTALES DE O&M ANUALES	20.576 €
--	-----------------

Se exponen en la figura adjunta, los costes nivelados de O&M, que permitirán el cálculo de los términos pertenecientes a los balances exergoeconómicos.

Una vez obtenidos estos costes, es posible expresar el factor de operación:

$$f_{O\&M} = \frac{O\&M_{tot}}{IT} = 0.059 \quad \text{Ec.39}$$

Una vez calculados los costes analizados de inversión, y los costes de O&M anuales, se puede proceder al cálculo del flujo del coste fijo anual, que acorde a (M^a, Villalón, and Aragón 2009) se estima como:

$$CF_{total} = A_{total} + O\&M_{total} = \left(\frac{A}{P} + f_{O\&M} \right) * TI \quad \text{Ec.40}$$

$$CF_{total} = 49,908 \text{ €}$$

Este valor representa el flujo de coste fijo anual total.

Mediante dicho valor, podemos obtener el flujo de coste anual de cualquier componente "i", en función a su coste de compra (PEC), como sigue:

$$CF_i = CF_{total} * \frac{PEC_i}{PEC_{total}} \quad \text{Ec.41}$$

CF TOTAL	44.908,653 €
CF Evaporador	23.378,60 €
CF Cristalizador	10.873,77 €
CF Secador	1.087,38 €
CF Colectores solares	7.339,79 €
CF Placas Fotovoltaicas	1.685,43 €

Estos costes son anuales, que, divididos entre las horas de funcionamiento ζ permiten la obtención de los costes fijos de cada componente:

$$\dot{Z}_i = \frac{CF_i}{\zeta} \quad \text{Ec.42}$$

Costes fijos de cada componente Z (€/h)	
Z Evaporador	26,79
Z Cristalizador	12,46
Z Secador	1,25
Z Colectores solares	8,41
Z Placas Fotovoltaicas	1,93

Costes fijos de cada componente Z (cent/s)	
Z Evaporador	0,74
Z Cristalizador	0,35
Z Secador	0,03
Z Colectores solares	0,23
Z Placas Fotovoltaicas	0,05

Para el caso de la Planta de Ósmosis inversa, no se realizará un estudio detallado basado en los costes de adquisición de los equipos. Por el contrario, se partirá de datos iniciales en lo que respecta a costes de inversión, debido a que la planta ya estaba construida con anterioridad. A partir de estos costes podremos estimar los costes de operación y mantenimiento.

Con referencia a Zotalis (Zotalis et al. 2014), podemos extraer el coste de inversión de la planta de Tinos:

Project	Year	Type	Capacity (m ³ /d)	Initial cost (M €)	Operation cost (€)	Contractor	Acceptance
Almyros Iraklion	2014	RO & UF	2,400	0.850	0.25	Sychem S.A., GR	Good
Syros 1st Ermoupoli	1992	RO	800	0.589	2.70	Christ, CH	Good
Syros 2nd Ermoupoli	1997	RO	800	1.482	2.70	Christ, CH	Good
Syros 3rd Ermoupoli	2001	RO (SW)	40	0.346	2.00	Culligan Greece	Good
Syros 4th (Ano Syros)	2000	RO	250	0.215	0.50	Temak, GR	Good
Syros 5th (Ano Syros)	2002	RO	500	0.400	0.50	Temak, GR	Good
Syros 6th (Ermoupolis)	2002	RO (SW)	2,000	0.313	0.40	Temak, GR	Good
Syros 7th (Ano Syros)	2005	RO	1,000	1.000	0.40	Temak, GR	Under construction
Shinousa	2004	RO	100	0.120	0.70	Temak, GR	Under construction
Mykonos (Korfoi) old	1981	RO	500	N/A	2.00	Metek, IT	Good
Mykonos (Korfoi) new	2001	RO	2,000	1.276	0.50	Culligan Greece	Good
Paros (Naousa)	2001	RO	1,200	0.415	0.50	Ionics Itaba	Good
Tinos (old)	2001	RO	500	0.434	0.62	Culligan Greece	Good
Tinos (new)	2005	RO	500	0.376	0.62	Culligan Greece	Good
Ia, Santorini 1st	1994	RO	220	N/A	2.00	Matrix, USA	Good
Ia, Santorini 2nd	2000	RO	320	0.210	2.00	Culligan Greece	Good
Ia, Santorini 3rd	2002	RO	160	N/A	2.00	Matrix, USA	Good
Sifnos	2002	RO (BW)	500	0.224	3.50	Hoh, DM	Good
Omiroupolis, Chios, Municipality, 1st	2000	RO (BW)	600	0.205	0.30	Culligan Greece	Good
Omiroupolis, Chios, Municipality, 2nd	2005	RO	3,000	0.710	0.26	Culligan Greece	Under construction
Omiroupolis, Chios, Municipality, 3rd	2005	RO	500	0.200	0.26	Culligan Greece	Under construction
Nisiroi (old)	1991	RO	300	0.572	N/A	Metek, IT	Out of operation
Nisiroi (new)	2002	RO	350	0.295	0.66	Temak, GR	Good
Ithaki, Kefalonia 1st	1981	RO	620	0.264	2.88	Christ, CH	Good
Ithaki, Kefalonia 2nd	2003	RO	520	0.587	0.58	Judo, DE	Good
Lerou (Municipal Enterpr.)	2001	RO	200	0.074	0.13	Culligan Greece	Good
Kassopeon (Municipality)	2001	RO	500	0.170	0.13	Culligan Greece	Good
Posseidonia (Municipality), 1st	2002	RO	500	0.464	0.56	Culligan Greece	Good
Posseidonia (Municipality), 2nd	2005	RO	1,000	0.574	0.45	Culligan Greece	Under construction
Agios Georgios (Municipality)	2002	RO	500	0.102	0.30	Culligan Greece	Good
Paksoi (Municipality) 1st	2005	RO	330	0.260	0.51	Culligan Greece	Good
Paksoi (Municipality) 2nd	2005	RO	150	0.162	0.59	Culligan Greece	Good
Total: 32	-	-	22,860	-	-	-	-

ILUSTRACIÓN 86 Costes de inversión en diversas plantas de Grecia.

Fuente: (Zotalis et al. 2014)

El coste de Inversión en la Planta de Tinos será, por tanto (TI) = 810000€, ya que se tiene en cuenta el coste de la ampliación de la misma.

Atendiendo a dicho coste de inversión, se puede desglosar, al igual que en los cálculos realizados para la Planta Sol-Brine, en costes de operación y costes de mantenimiento.

OSMOSIS INVERSA	
INVERSION INICIAL OI	810.000,00 €
COSTES TOTALES DE O&M ANUALES	48.600 €

Del mismo modo que en el caso de la Planta Sol-Brine, se debe estimar el coste anualizado de la inversión, tal como desarrollamos con anterioridad:

TOTAL IT OSMOSIS INVERSA	810.000 €
Calculo de CRF= $\text{ieff} * ((1 + \text{eff})^n) / (((1 + \text{eff})^n - 1))$	0,071
COSTE ANUALIZADO DE LA INVERSION	57.471,490 €
COSTE NIVELADO A 20 AÑOS	1.271.740,566 €

Por medio de los costes anualizados de la inversión y los costes de O&M, se puede estimar el flujo de coste fijo anual, para ósmosis Inversa:

$$CF_{total} = A_{total} + O\&M_{total} = \left(\frac{A}{P} + f_{O\&M} \right) * TI$$

CF Osmosis Inversa	106.071,490 €
--------------------	---------------

Que, dividiendo por el número de horas, permite obtener Z

Costes fijos Z (€ /h)	
Z OSMOSIS	12,11

Costes fijos Z (cent /s)	
Z OSMOSIS	0,34

4.4. Economía: Análisis Exergo-Económico

Una vez establecido el correspondiente análisis de inversión de capital del proyecto, se pueden estimar los balances exergoeconómicos.

Este análisis exergoeconómico se basa en la combinación del análisis económico, con los principios exergéticos (El-Emam and Dincer 2014). Para ello, se estudian los costes asociados a cada corriente del sistema; analizando los costes exergéticos de cada corriente. Así pues, multiplicando el coste específico de cada corriente, por la Exergía de dichas corrientes (kW), es posible obtener el coste Exergético:

$$\dot{C} = c * \dot{E} \quad \text{Ec. 43}$$

Aplicando esta definición a cada corriente, se pueden establecer los balances exergoeconómicos en cada componente; como se introdujo en capítulos anteriores, para realizar un análisis exergoeconómico, aplicamos la siguiente formulación:

$$\sum \dot{C}_{\text{producto}} + \dot{C}_w = \dot{C}_Q + \sum \dot{C}_{\text{fuel}} + \dot{Z} \quad \text{Ec. 44}$$

Donde:

- $\sum \dot{C}_{\text{producto}} = \sum c_{\text{producto}} * \dot{E}_{\text{producto}}$
- $\sum \dot{C}_{\text{fuel}} = \sum c_{\text{fuel}} * \dot{E}_{\text{fuel}}$
- $\dot{C}_w = c_w * W$
- $\dot{C}_Q = c_Q * \left(1 - \frac{T}{T_o}\right) * Q$
- \dot{Z} = coste anual de inversión, que incluye el coste anual de inversión y los costes de operación y mantenimiento (O&M).

Una vez aplicados los balances en los distintos componentes, se debe analizar el número de incógnitas presentes en dichos balances. Esto es, cuando el número de costes de las corrientes es mayor que el número de las ecuaciones es necesario introducir una serie de hipótesis.

En cada sistema o componente, los costes asociados a las corrientes de entrada se supondrán conocidos.

Asimismo, necesitamos el precio unitario de la electricidad en Grecia, para poder aplicar los balances necesarios, tal como se adjunta en la tabla inferior.

	Electricity prices (per kWh)					
	Households (*)			Industry (*)		
	2014s2	2015s2	2016s2	2014s2	2015s2	2016s2
EU-28	0.208	0.210	0.205	0.121	0.119	0.114
Euro area	0.221	0.221	0.220	0.129	0.125	0.122
Belgium	0.204	0.235	0.275	0.109	0.108	0.116
Bulgaria	0.090	0.096	0.094	0.076	0.078	0.079
Czech Republic	0.138	0.141	0.142	0.082	0.078	0.073
Denmark	0.304	0.304	0.308	0.097	0.091	0.094
Germany	0.297	0.295	0.298	0.152	0.149	0.149
Estonia	0.133	0.129	0.124	0.093	0.096	0.090
Ireland	0.254	0.245	0.234	0.136	0.136	0.125
Greece	0.179	0.177	0.172	0.130	0.115	0.112
Spain	0.237	0.237	0.228	0.117	0.113	0.103
France	0.170	0.168	0.171	0.094	0.095	0.089
Croatia	0.132	0.131	0.133	0.092	0.093	0.088
Italy	0.234	0.243	0.234	0.174	0.160	0.156
Cyprus	0.236	0.184	0.162	0.190	0.141	0.130
Latvia	0.130	0.165	0.162	0.118	0.118	0.120
Lithuania	0.132	0.124	0.117	0.117	0.100	0.088
Luxembourg	0.174	0.177	0.170	0.099	0.089	0.086
Hungary	0.115	0.115	0.113	0.090	0.087	0.080
Malta	0.125	0.127	0.127	0.178	0.141	0.140
Netherlands	0.180	0.185	0.159	0.089	0.085	0.081
Austria	0.199	0.198	0.201	0.106	0.105	0.100
Poland	0.141	0.142	0.135	0.083	0.086	0.082
Portugal	0.223	0.229	0.236	0.119	0.115	0.114
Romania	0.125	0.132	0.123	0.081	0.080	0.077
Slovenia	0.163	0.163	0.163	0.085	0.087	0.083
Slovakia	0.152	0.152	0.154	0.117	0.112	0.111
Finland	0.154	0.153	0.155	0.072	0.071	0.069
Sweden	0.187	0.187	0.196	0.067	0.059	0.066
United Kingdom	0.201	0.218	0.183	0.134	0.152	0.128
Iceland	0.116	0.127	0.148	:	0.029	:
Liechtenstein	0.155	0.180	0.168	0.140	0.161	0.148
Norway	0.166	0.143	0.163	0.081	0.069	0.081
Montenegro	0.099	0.099	0.097	0.075	0.076	0.078
FYR of Macedonia	0.082	0.084	0.083	0.078	0.081	0.052
Albania	0.116	0.082	0.084	:	:	:
Serbia	0.060	0.065	0.065	0.067	0.068	0.047
Turkey	0.131	0.122	0.121	0.081	0.070	0.073
Kosovo*	0.059	0.061	0.059	0.079	0.081	0.077
Bosnia and Herzegovina	0.081	0.083	0.084	0.062	0.061	0.061
Moldova	:	0.088	0.092	:	0.077	0.078
Ukraine	:	:	0.032	:	:	:

*This designation is without prejudice to positions on status, and is in line with UNSCR 1244 and the ICJ Opinion on the Kosovo Declaration of Independence.

: not available

(*) Annual consumption: 2 500 kWh < consumption < 5 000 kWh.

(*) Annual consumption: 500 MWh < consumption < 2 000 MWh.

Source: Eurostat (online data code: nrg_pc_204 and nrg_pc_205)

Ilustración 87. Coste electricidad. Fuente:

http://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/images/d/dd/Half-yearly_electricity_prices_%28EUR%29.png

Planteando entonces, los balances para los costes de cada componente, según la Ec.44, podemos obtener los costes de producto asociadas a cada sistema.

A) Costes específicos

❖ Balance de Costes en Ósmosis Inversa

En el caso de la Ósmosis inversa, al no ser una instalación nueva, no es necesario realizar un cálculo de inversión inicial, si bien si lo será, estimar los costes asociados a la operación y mantenimiento, y los relacionados con la inversión.

$$\dot{C}_0 + \dot{Z} + \dot{C}_w = \dot{C}_2 + \dot{C}_3,$$

De donde, desarrollando:

$$c_0 * \dot{E}_0 + \dot{Z}_{OI} + c_w * \dot{W} = c_2 * \dot{E}_2 + c_3 * \dot{E}_3,$$

Donde:

- c_0, c_w, c_2, c_3 , son los costes específicos de cada corriente del sistema.

En este punto, es necesario recalcar, que el coste del Agua de Mar, así como el de la Salmuera, se pueden estimar como 0. Esto es debido, a que el agua de mar, no tiene un coste para ser generado, esto es, es una fuente sin coste, acorde a (El-Emam and Dincer 2014), por lo que $c_0 = 0$ y $c_{3r} = 0$.

El balance resulta de la siguiente manera:

$$\dot{Z}_{OI} + c_w * W = c_2 * \dot{E}_2$$

Y despejando el coste asociado a la corriente de agua producto se obtiene que:

$$c_2 = \frac{\dot{Z}_{OI} + c_w * \dot{W}}{\dot{E}_2}$$

Donde:

- $\dot{Z}_{OI} = 0.34 \frac{\text{cent}}{\text{s}}$
- $c_w = 0.112 \frac{\text{€}}{\text{kWh}}$
- $\dot{W} = 67.54 \text{ kW}$
- $\dot{E}_2 = 27.47 \text{ kW}$

$$c_2 = \frac{0.34 \frac{\text{cent}}{\text{s}} + 0.112 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} * 67.54 \text{ kW} * \frac{100\text{cent}}{3600\text{s}}}{27.47 \text{ kW}} = 0.71 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} = 0.0199 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} = \mathbf{19.89 \frac{\text{cent}}{\text{MJ}}}$$

❖ Evaporador:

Para poder realizar los cálculos en el módulo evaporador, es necesario hallar, previamente, el coste exergético asociado a los colectores solares.

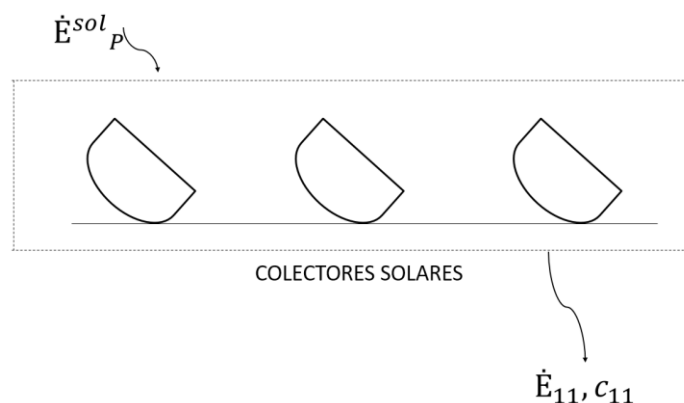


ILUSTRACIÓN 88 Balance en colectores

Con los costes obtenidos en el análisis económico ($Z = 2.01 \text{ €/h} = 0.056 \text{ cent / s}$), es posible aplicar el balance económico en dichos colectores, para hallar el coste exergético en la corriente entrante en el evaporador (B).

$$\dot{C}_{sol} + \dot{Z}_{colector} = \dot{C}_{11}$$

De este análisis, es conveniente anticipar, que el Sol es una fuente gratuita, por lo que no se le asociará coste exergético

$$\dot{Z}_{colector} = c_{11} * \dot{E}_{11}$$

Luego

$$c_{11} = \frac{\dot{Z}_{colector}}{\dot{E}_{11}} = \frac{0.056 \frac{cent}{s}}{3.05 kW} = 0.0183 \frac{cent}{kJ} = 0.66 \frac{€}{kWh} = \mathbf{18.3 \frac{cent}{MJ}}$$

Planteando entonces el balance exergoeconómico en el evaporador se obtiene que:

$$\dot{C}_{3'} + \dot{Z}_{evap} + \dot{C}_Q = \dot{C}_4 + \dot{C}_5$$

$$c_{3'} * \dot{E}_{3'} + \dot{Z}_{evap} + c_{11} * \dot{E}_{11} = c_4 * \dot{E}_4 + c_5 * \dot{E}_5$$

Donde, acorde a (El-Emam and Dincer 2014) el coste de la salmuera $\dot{C}_{3'}$, se puede considerar 0. Del mismo modo el coste asociado a la corriente de concentrada c_5 , se podrá considerar 0.

$$\dot{Z}_{evap} + c_{11} * \dot{E}_{11} = c_4 * \dot{E}_4$$

$$c_4 = \frac{\dot{Z}_{evap} + c_{11} * \dot{E}_{11}}{\dot{E}_4} = \frac{0.178 \frac{cent}{s} + 0.659 \frac{€}{kWh} * 3.05 kW * \frac{100cent}{3600s}}{0.91796 kW} = 0.2547 \frac{cent}{kJ} = 9.16 \frac{€}{kWh} = \mathbf{254 \frac{cent}{MJ}}$$

❖ **Cristalizador:**

En el caso del análisis correspondiente al Cristalizador, también se debe tener en cuenta el coste asociado la corriente que entra en el mismo. Para obtener el mismo, se emplea un balance exergoeconómico en las placas fotovoltaicas, con los costes fijos (Z) asociados a las placas fotovoltaicas (que se calcularon en el apartado del Análisis Económico)

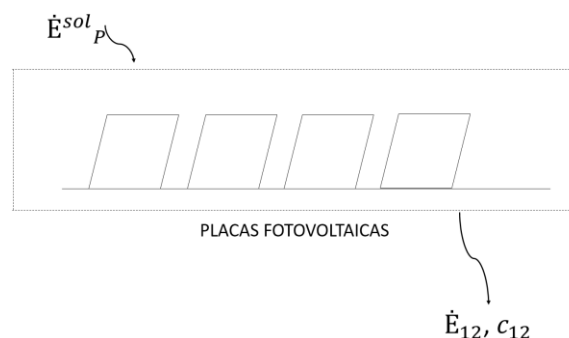


ILUSTRACIÓN 89 Balance en placas

$$\dot{C}_{sol} + \dot{Z}_{placas} = \dot{C}_{12}$$

Teniendo en cuenta, como en el caso anterior, que el coste asociado a la corriente incidente, es nula; por ser el Sol una fuente de energía gratuita.

$$\dot{Z}_{placas} = \dot{C}_{12}$$

$$\dot{Z}_{placas} = c_{12} * \dot{E}_{12}$$

$$c_{12} = \frac{\dot{Z}_{placas}}{\dot{E}_{12}}$$

$$c_{12} = \frac{0.013 \frac{cent}{s}}{2.98 kW} = 0.00436 \frac{cent}{kJ} = \mathbf{4.36 \frac{cent}{MJ}}$$

$$\dot{C}_5 + \dot{Z}_{cris} + \dot{C}_Q = \dot{C}_7 + \dot{C}_6$$

$$c_5 * \dot{E}_5 + \dot{Z}_{cris} + c_{12} * \dot{E}_{12} = c_7 * \dot{E}_7 + c_6 * \dot{E}_6$$

$$c_6 = \frac{\dot{Z}_{cris} + c_{12} * \dot{E}_{12}}{\dot{E}_6} = \frac{0.083 \frac{cent}{s} + 0.15 \frac{\text{€}}{kWh} * 2.98 kW * \frac{100cent}{3600s}}{0.133483 kW} = 0.71 \frac{cent}{kJ} = \mathbf{716 \frac{cent}{MJ}}$$

TABLA 15. Resultados obtenidos en cada corriente (costes)

Resultados en cada corriente											
Corriente	Descripción	\dot{m} (kg/h)	T °C	P bar	\dot{E}_F kW	\dot{E}_Q kW	\dot{E}_T kW	C (€/kWh)	C (cent/MJ)	C €/ MJ	\dot{C} (€/h)
1	Entrada Ósmosis Inversa	94839,930	25,000	52,500	133,076	0,000	133,076	0,000	0,000	0	0,000
2	Salida Agua Producto	41475,200	25,000	1,000	0,000	27,480	27,480	0,71	19,894	0,1984	19,680
3	Salmuera	53196,124	25,000	51,700	71,766	10,429	82,195	0	0,000	0	0,000
3'	Salmuera	35,710	25,000	0,180	-0,001	0,007	0,006	0	0,000	0	0,000
4	Agua	17,850	49,500	0,110	0,917	0,000	0,917	9,16	254,671	2,54	8,405
5	Solución Concentrada	17,850	49,500	0,110	0,017	0,029	0,046	0	0,000	0	0,000
6	Agua	8,030	32,500	0,050	0,133	0,000	0,133	25,77	716,046	7,16	3,441
7	Solución Conentrada	9,740	32,500	0,050	0,000	0,057	0,057	0	0,000	0	0,000
8	Agua	7,670	30,000	1,000	0,000	0,005	0,000	0	0,000	0	0,000
9	Sal	2,060	30,000	1,000	0,000	0,140	0,000	0	0,000	0	0,000
10	Energía consumida por Bombas						67,540	0,112	3,111	0,03	7,564
11	Q Evaporador						3,050	0,65	18,314	0,18	2,011
12	Q Cristalizador						2,980	0,155	4,304	0,043	0,462

B) Factor exergoeconómico, diferencia de costes (r) y costes de destrucción (\dot{C}_D)

Tras analizar el coste específico, se emplearán las formulaciones necesarias para calcular los costes asociados a la Destrucción, el factor exergoeconómico, y la diferencia de costes, así como los costes de fuel y producto en cada componente

En primer lugar, definiremos los costes por unidad de exergía de las corrientes de fuel y producto, de acuerdo a la definición propuesta por El-Emam (El-Emam and Dincer 2014):

$$c_P = \frac{\dot{C}_P}{\dot{E}_P} \quad \text{Ec. 45}$$

$$c_F = \frac{\dot{C}_F}{\dot{E}_F} \quad \text{Ec.46}$$

Posteriormente, se procederá al cálculo de los costes de destrucción:

$$\dot{C}_{D,k} = c_f * \dot{E}_{D,k} \quad \text{Ec. 47}$$

Donde $\dot{E}_{D,k}$ es la exergía destruida en el componente.

Así pues, se hará uso de las ecuaciones Ec.45, Ec.46, y Ec.47 para calcular los costes mientras que en lo que respecta al factor exergoeconómico (f) y a la diferencia de costes, se emplearán las Ec. 48 y Ec.49.

$$f_k = \frac{\dot{Z}_k}{\dot{Z}_k + \dot{C}_{D,k}} \quad \text{Ec. 48}$$

$$r_k = \left(\frac{c_{p,k} - c_{F,k}}{c_{F,k}} \right) = \frac{\dot{C}_{D,k} + \dot{Z}_k}{c_{F,k} * \dot{E}_{p,k}} \quad \text{Ec. 49}$$

Tras un análisis en cada módulo, así como en la planta completa, se procederá a una esquematización de los resultados obtenidos.

❖ Ósmosis Inversa Completa (con ERI)

$$c_P = \frac{c_2 * \dot{E}_2^{quimica} + c_{3'} * \dot{E}_{3'}^{quimica} - c_1 * \dot{E}_1^{quimica}}{\dot{E}_2^{quimica} + \dot{E}_{3'}^{quimica} - \dot{E}_1^{quimica}}$$

$$c_P = \frac{0.0199 \frac{cent}{kJ} * 27.479 kW + 0 * 0.007 - 0 * 0}{27.479 kW + 0.007 kW - 0} = 0.01989 \frac{cent}{kJ} = 0.71 \frac{€}{kWh} = \mathbf{19.89 \frac{cent}{MJ}}$$

$$c_F = \frac{\dot{W} * c_w + c_1 * \dot{E}_1^{fisica} - c_{3'} * \dot{E}_{3'}^{fisica} - c_2 * \dot{E}_2^{fisica}}{\dot{W} + \dot{E}_1^{fisica} - \dot{E}_{3'}^{fisica} - \dot{E}_2^{fisica}}$$

$$c_F = \frac{67.54 kW * 0.0031 \frac{cent}{kJ} + 0 * 133.07 - 0 * (-0.000792) - 0.0199 \frac{cent}{kJ} * 0}{67.54 kW + 133.07 kW - (-0.000792 kW) - 0} = 0.00104 \frac{cent}{kJ} = 0.037 \frac{€}{kWh} = \mathbf{1.04 \frac{cent}{MJ}}$$

$$\dot{C}_{D,k} = c_f * \dot{E}_{D,k}$$

$$\dot{C}_{D,k} = 0.037 \frac{€}{kWh} * 40.11 kW = \mathbf{1.48 \frac{€}{h}}$$

De acuerdo a lo explicado con anterioridad, el factor exergoeconómico se expresará como:

$$f_k = \frac{12.11 \frac{€}{h}}{12.11 \frac{€}{h} + 1.48 \frac{€}{h}} = 0.89$$

$$r_k = \left(\frac{c_{p,k} - c_{F,k}}{c_{F,k}} \right) = \frac{\dot{C}_{D,k} + \dot{Z}_k}{c_{F,k} * \dot{E}_{p,k}} = \frac{19.89 - 1.04}{1.04} = 1812.5\%$$

❖ Evaporador

Al igual que en el caso de la Ósmosis, planteamos primero los costes por unidad de exergía, de las corrientes de fuel y producto

$$c_P = \frac{(c_4 * \dot{E}_4^{Fisica} + c_5 * \dot{E}_5^{fisica} - c_{3'} * \dot{E}_{3'}^{fisica}) + (c_4 * \dot{E}_4^{quimica} + c_5 * \dot{E}_5^{quimica} - c_{3'} * \dot{E}_{3'}^{quimica})}{(\dot{E}_4^{Fisica} + \dot{E}_5^{fisica} - \dot{E}_{3'}^{fisica}) + (\dot{E}_4^{quimica} + \dot{E}_5^{quimica} - \dot{E}_{3'}^{quimica})}$$

$$c_p = \frac{\left(0.2547 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} * 0.91796 \text{ kW} + 0 * 0.0169 \text{ kW} - 0 * (-0.000792) \text{ kW}\right) + \left(0.2547 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} * 0 \text{ kW} + 0 * 0.028 \text{ kW} - 0 * 0.007 \text{ kW}\right)}{(0.916796 + 0.0169 - (-0.000792)) \text{ kW} + (0 + 0.0289 - 0.007) \text{ kW}}$$

$$c_p = 0.244 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} = 8.8 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} = \mathbf{244 \frac{\text{cent}}{\text{MJ}}}$$

$$c_f = \frac{c_{11} * \dot{E}_{11}}{\dot{E}_{11}} = 0.018 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} = 0.65 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} = \mathbf{18.31 \frac{\text{cent}}{\text{MJ}}}$$

$$\dot{C}_{D,k} = c_f * \dot{E}_k$$

Se calculan los costes exergéticos de destrucción

$$\dot{C}_{D,k} = 0.65 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} * 2.09 \text{ kW} = \mathbf{1.35 \frac{\text{€}}{\text{h}}}$$

Obteniendo como valor de factor exergoeconómico:

$$f_k = \frac{\dot{Z}_k}{\dot{Z}_k + \dot{C}_{D,k}}$$

$$f_k = \frac{6.41 \frac{\text{€}}{\text{h}}}{6.41 \frac{\text{€}}{\text{h}} + 1.35 \frac{\text{€}}{\text{h}}} = \mathbf{0.82}$$

Por último, la diferencia de costes:

$$r_k = \left(\frac{c_{p,k} - c_{F,k}}{c_{F,k}} \right) = \frac{\dot{C}_{D,k} + \dot{Z}_k}{c_{F,k} * \dot{E}_{p,k}} = \frac{240 - 18.31}{18.31} = 1210 \%$$

❖ Cristalizador

$$c_p = \frac{c_6 * \dot{E}_6^{\text{Física}} + c_7 * \dot{E}_7^{\text{física}} - c_5 * \dot{E}_5^{\text{física}} + (c_6 * \dot{E}_6^{\text{química}} + c_7 * \dot{E}_7^{\text{química}} - c_5 * \dot{E}_5^{\text{química}})}{(\dot{E}_6^{\text{Física}} + \dot{E}_7^{\text{física}} - \dot{E}_5^{\text{física}}) + (\dot{E}_6^{\text{química}} + \dot{E}_7^{\text{química}} - \dot{E}_5^{\text{química}})}$$

$$c_P = \frac{0.716 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} * 0.133 \text{ kW} + 0 * 0.0037 \text{ kW} - 0 * 0.017 \text{ kW} + \left(0.716 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} * 0 \text{ kW} + 0 * 0.057 \text{ kW} - 0 * 0.029 \text{ kW}\right)}{(0.917 + 0.0037 - 0.017) \text{ kW} + (0 + 0.057 - 0.029)}$$

$$c_P = 0.1022 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} = 3.67 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} = \mathbf{102.2 \frac{\text{cent}}{\text{MJ}}}$$

$$c_f = \frac{\dot{C}_{12} * \dot{E}_{12}}{\dot{E}_{12}} = 0.0043 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} = 0.155 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} = \mathbf{4.303 \frac{\text{cent}}{\text{MJ}}}$$

$$\dot{C}_{D,k} = c_f * \dot{E}_k$$

$$\dot{C}_{D,k} = 0.155 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} * 2.77 \text{ kW} = \mathbf{0.42 \frac{\text{€}}{\text{h}}}$$

$$f_k = \frac{2.98}{0.42 + 2.98} = \mathbf{0.87}$$

$$r_k = \left(\frac{c_{p,k} - c_{f,k}}{c_{f,k}} \right) = \frac{\dot{C}_{D,k} + \dot{Z}_k}{c_{f,k} * \dot{E}_{p,k}} = \frac{102.2 - 4.303}{4.303} = 2275 \%$$

❖ Secador

Como comentamos en el apartado de los cálculos exergéticos, para el secador no se considerarán Exergías en la salida. Del mismo modo, las corrientes asociadas al Fuel llevan asociado un coste 0 (se recuerda que, en este caso, tanto la corriente de salida del cristizador, como el calor del sol, se analizan como gasto nulo)

❖ Planta completa OI SOL-BRINE

$$c_P = \frac{c_2 * \dot{E}_2 + c_6 * \dot{E}_6 + c_4 * \dot{E}_4 + c_8 * \dot{E}_8 + c_9 * \dot{E}_9}{\dot{E}_2 + \dot{E}_6 + \dot{E}_4 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9}$$

$$c_P = \frac{0.0199 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} * 27.47 \text{ kW} + 0.716 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} * 0.133 \text{ kW} + 0.2547 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} * 0.917}{27.47 + 0.133 + 0.917} = \mathbf{0.03 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} = 1.1 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} = 30 \frac{\text{cent}}{\text{MJ}}}$$

$$c_f = \frac{c_0 * \dot{E}_0 + c_w * \dot{W} + c_{11} * \dot{E}_{11} + c_{12} * \dot{E}_{12} + c_{13} * \dot{E}_{13}}{\dot{E}_0 + \dot{W} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{13}} =$$

$$\frac{0 + 0,00311 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} * 67,54 \text{ kW} + 0,0183 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} * 3,05 \text{ kW} + 0,0043 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} * 2,98 \text{ kW}}{67,54 + 3,05 + 2,98 + 18,5} =$$

$$0,00302 \frac{\text{cent}}{\text{kJ}} = 0,108 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} = 3 \frac{\text{cent}}{\text{MJ}}$$

$$\dot{C}_{D,k} = 0.108 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} * 63.55 \text{ kW} = \mathbf{6.86 \frac{\text{€}}{h}}$$

$$f_k = \frac{24.27}{6.86 + 24.27} = \mathbf{0.7796}$$

$$r_k = \left(\frac{c_{p,k} - c_{F,k}}{c_{F,k}} \right) = \frac{\dot{C}_{D,k} + \dot{Z}_k}{c_{F,k} * \dot{E}_{p,k}} = \frac{30 - 3}{3} = 900 \%$$

Se presenta a continuación una tabla resumen con los valores obtenidos en cada uno de los módulos. Tras analizar los resultados, en el último capítulo se expondrán algunas de las conclusiones que se pueden extraer del estudio realizado.

TABLA 16. Resultados por componente. costes de Destrucción, costes de fuel, producto, costes fijos, factor exergoeconómico y diferencia de costes

Componente	Resultados en cada componente											
	$\dot{E}F$	$\dot{E}P$	$\dot{E}D$	ϵ	cP	cP	cF	$\dot{C}D$	\dot{Z}	$\dot{C}D+\dot{Z}$	f	r
	kW	kW	kW	%	cent/MJ	€/m3	cent/MJ	(€/h)	(€/h)	(€/h)	%	%
ÓSMOSIS INVERSA + ERI	67,54	27,48	40,06	40,68	19,89	0,47295	1,04	1,48	12,11	13,59	89,11	1812,50
EVAPORADOR	3,05	0,96	2,09	31,34	244	0,03758	18,31	1,35	6,41	7,76	82,59	1210,76
CRISTALIZADOR	2,98	0,14	2,84	4,86	102,2	0,00231	4,303	0,42	2,98	3,40	87,64	2275,09
SECADOR	0,06	0,00	0,06	-	-	-	-	-	0,008	0,01	-	-
PLANTA TOTAL	92,07	28,52	63,55	30,98	30	0,06257	3	6,86	24,27	31,13	77,96	900,00

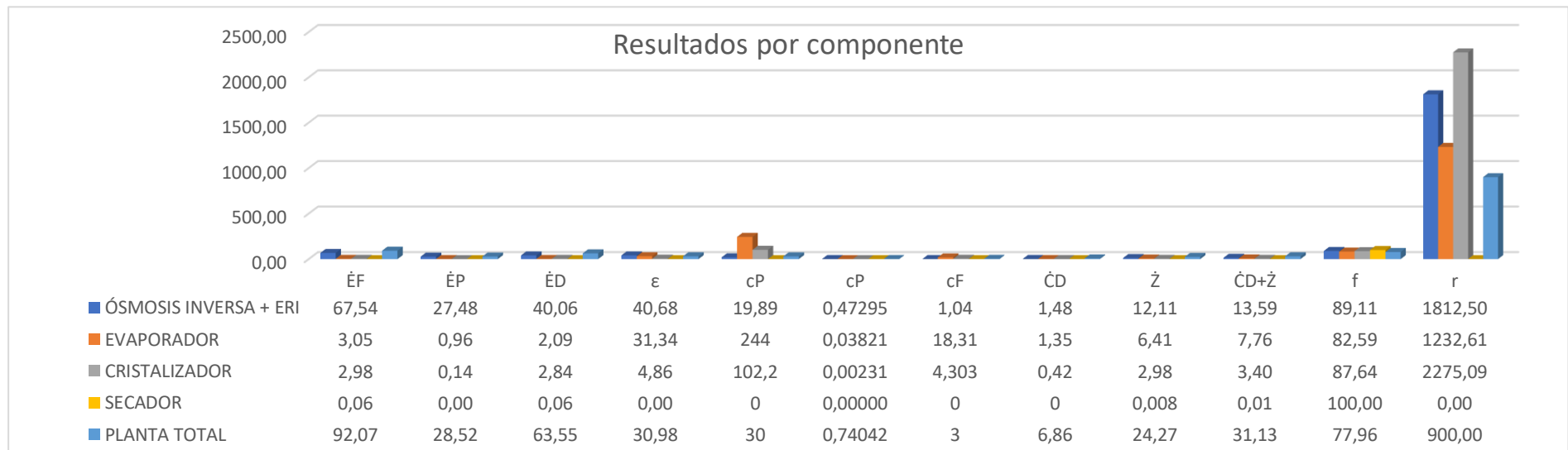


ILUSTRACIÓN 90. RESULTADOS POR COMPONENTE

CAPÍTULO 5:

CONSIDERACIONES FINALES Y

CONCLUSIONES

A partir del estudio realizado, y analizando la Tabla 15 y la Tabla 16 se pueden extraer las siguientes conclusiones.

Para comenzar se debe mencionar la complejidad asociada al fluido tratado en la planta. Debido a la variación constante de las concentraciones en las corrientes, el estudio presenta una dificultad añadida, debido a las variaciones existentes, por lo comentado con anterioridad. Tal y como estudia Lorna Fitzsimons en su Tesis (Fitzsimons et al. 2015), se deben descartar los modelos planteados por Yunus Cerci (Cerci 2002) y Drioli, debido a la imposibilidad de considerar al agua de mar (en su defecto, Salmuera), como una solución ideal. Así pues, en el presente proyecto se han empleado las directrices establecidas por Sharqawy (Sharqawy, Lienhard V, and Zubair 2011), mediante las correlaciones estudiadas en sus trabajos, y en las cuales, se tiene en cuenta las Exergías Químicas de las corrientes, y por tanto, los potenciales químicos de las mismas, al contrario que en otros estudios previos como el de Y. Cerci((Cerci 2002)).

Además, también se debe tener especial atención en lo que respecta a las posibilidades existentes a la hora de definir Fuel y Producto de un sistema. Bajo este contexto, se han seguido los estándares expuestos por Tsatsaronis y Lazaretto (Lazaretto and Tsatsaronis 2006; Tsatsaronis and Czesla 2002), teniendo en cuenta incrementos en Exergía presentes entre la entrada y la salida. En complemento a esto, se han aplicado, además, las definiciones estudiadas por A.M.Marigorta(Ana M. Blanco-Marigorta, Masi, and Manfrida 2014; A.M. Blanco-Marigorta, Lozano-Medina, and Marcos 2017), poniendo énfasis a la diferenciación entre Exergía Química y Física, a la hora de definir las Eficiencias Exergéticas (ϵ). Es decir, no solo se han valorado las diferencias entre entradas y salidas como en otros trabajos (véase el trabajo de Romero-Ternero (Romero-ternero, García-rodríguez, and Gómez-camacho 2005), sino que también se ha prestado atención a las variaciones entre Exergías Físicas y Químicas.

Como se ha demostrado en el apartado del Cálculo Termodinámico (Capítulo 4, sección 4.1), es innegable que el uso de recuperadores de Energía (ERI) es una de las soluciones que se deben llevar a cabo para reducir los consumos en las plantas de Ósmosis Inversa (Reducción de en torno al 50% del consumo energético). Esto repercute en una inversión inicial algo mayor, si bien se consigue una recuperación del capital, a medida que opera la planta, consiguiendo así una reducción en los costes asociados al consumo de energía. Es por ello por lo que a día de hoy resulta económicamente rentable invertir en estos sistemas de recuperación de energía de la salmuera.

En lo referido al Módulo estudiado, la Tecnología Sol-Brine, puede ser un método viable para el tratamiento de vertidos de Salmuera procedente de este tipo de plantas Desalinizadoras. Como se expone en el artículo del National University of Athens (NTUA 2013) existen otros medios para el tratamiento de salmueras, siendo la planta Sol-Brine la analizada en este proyecto.

Además algunos trabajos como el de L. García Rodríguez (García-Rodríguez 2003), ponen de manifiesto las amplias posibilidades existentes entre las Desalinización y las Energías Renovables. Siendo el motor principal de la Tecnología estudiada en este proyecto, la Energía Solar.

En lo inherente al análisis del proyecto, éste se ha realizado de una manera termodinámica y exergética, aplicado a cada componente que conforma dicha planta de tratamiento de la salmuera. Tras el análisis de los mismos, cabe resaltar las diferencias existentes entre dichos componentes.

En tanto en cuanto a los resultados exergéticos obtenidos en el análisis, si bien es cierto que las exergías específicas (kJ/kg) son de valores razonables, al obtener las Exergías totales de las corrientes se observan diferencias notables entre los módulos que componen la planta. La mayor diferencia se encuentra entre los valores del Módulo de Ósmosis Inversa y los restantes (evaporador, cristizador, secador).

Se recuerda que, la planta de Ósmosis, situada en Tinos opera a una razón diaria de 1000 m³/d de permeado (unos 100.000 kg/d de permeado, teniendo en cuenta la densidad de la corriente) y unos 1222 m³/ d (con ratio de conversión del 45% en las membranas; este caudal supone unos 1276623.4 kg/d).

Asimismo, la planta piloto Sol-Brine tiene una capacidad máxima de entrada de 500kg/d de salmuera (esto supone un porcentaje muy pequeño del rechazo de la Planta de Ósmosis Inversa), con lo cual sólo es capaz de tratar una parte muy pequeña de la salmuera procedente de la planta Desalinizadora. Esto repercute directamente en los valores de las Exergías Totales (obteniendo, por ejemplo, una Exergía total en el permeado de las Ósmosis Inversa de 27,48 kW, siendo el la exergía del permeado en el evaporador de un valor de 0.91 kW). Estas diferencias son notables, y repercuten de manera elevada en las eficiencias de los componentes, así como a nivel global de la configuración de Ósmosis Inversa + Sol-Brine.

En lo referente al análisis de la Eficiencia Exergética de la Planta de Ósmosis Inversa (teniendo en cuenta la instalación de lo recuperadores isobáricos de energía) se obtuvo una eficiencia exergética de $\epsilon = 40\%$, valor razonable, en comparación a otros trabajos como el de Cerci (Cerci 2002), quien reportaba una eficiencia exergética con valor del 4.3%; el de El-Emam(El-Emam and Dincer 2014) en cuyo estudio se expone una eficiencia exergética global del 5.82 %; o bien el presentado por Mabrouk (Mabrouk, Nafey, and Fath 2007) con una eficiencia exergética del 15,7%. Los mayores valores de exergía destruida tienen lugar en las unidades de separación, teniendo en cuenta las variaciones existentes en los parámetros del agua de mar, como propone Qureshi (Qureshi and Zubair 2016)

Los valores de eficiencias obtenidas para el evaporador (31.3%) y el cristizador (4.8%) parecen razonables, como se demuestra en el trabajo de Mabrouk (Mabrouk, Nafey, and Fath 2007), obteniendo una eficiencia exergética del 1,87% para la unidad de Destilación flash multietapa (MSF). A tener en cuenta, la consideración realizada en el módulo secador; ya que se realizó la hipótesis de ser un elemento disipativo, tal y como expone D^a.F.Petrakopoulou (Petrakopoulou 2010) en su Tesis; y teniendo en cuenta que en estos elementos solo se considerarán valores de exergía Destruída.

Asimismo, la eficiencia exergética global de la planta, con un valor del 30,9% parece ser un valor acorde a los trabajos anteriores y superior al obtenido en los mismos (Cerci 2002; El-Emam and Dincer 2014). En la ilustración 83, se pueden ver de manera fácil, las eficiencias de cada uno de los componentes de la Planta.

Por último, en lo que respecta al análisis exergoeconómico se hará un breve análisis de los valores obtenidos.

En cuanto al módulo de Ósmosis Inversa, se ha obtenido un coste específico de producto de $19.89 \frac{\text{cent}}{\text{MJ}}$ valor que es algo ligeramente superior, pero también un valor razonable, al obtenido por Romero Ternero (Romero-ternero, García-rodríguez, and Gómez-camacho 2005) (con un valor de $13.1 \frac{\text{cent}}{\text{MJ}}$). Para la planta global se ha obtenido

un coste de producto por unidad de energía de $30 \frac{\text{cent}}{\text{MJ}}$, un valor superior, pero que tiene en cuenta todos los componentes de la planta.

Referido al valor de los factores exergoeconómicos, se han obtenido valores comprendidos entre el 70% y el 90%. El factor exergoeconómico relaciona los costes no exergéticos, y su contribución al aumento del coste total (El-Emam and Dincer 2014), por lo que, en los componentes de la Planta estudiada, se puede confirmar que los costes no exergéticos tienen un gran impacto en el coste final. Como se puede apreciar en la Tabla 16, el mayor valor del factor exergoeconómico data en la Planta de Ósmosis Inversa. Ello se debe a que los costes de inversión son mayores en esta. Por tanto, el análisis permite llegar a la conclusión, de que un elevado valor del factor exergoeconómico sugiere una reducción en los costes de inversión del componente, a pesar de una posible reducción de la eficiencia, tal como expone Bejan en su libro ("Thermal Design and Optimization", Capítulo 8); por el contrario, un bajo valor del factor exergoeconómico es señal de la necesidad de aumentar los costes de inversión del componente.

Por otro lado, analizando los valores de la ratio de diferencia de costes r_k cabe resaltar los grandes valores obtenidos. Ello es debido a un amplio margen entre los costes de fuel y producto, siendo las diferencias de entre 10 y 20 veces más, entre el fuel y producto. A priori, estos valores podrían parecer elevados, pero tal como muestra D^oF. Petrakopoulou en su trabajo (Petrakopoulou 2010) es evidente que los valores de r_k pueden superar el 100%. Esta diferencia está asociada mayoritariamente a los costes de producción del agua. Tal como expone Bejan en su libro ("Thermal Design and Optimization", Capítulo 8), es necesario prestar atención a estos componentes cuando el valor es elevado.

Por último, referente a los costes por metro cúbico (€/m³) se puede apreciar en la planta de Ósmosis Inversa un coste de producto $c = 47 \text{ cent/m}^3$ un coste en la línea de lo expuesto por Romero-Ternero (Romero-Ternero, García-Rodríguez, and Gómez-Camacho 2005), cuya planta estudiada databa de 21000 m³/d y un coste final de producto de 76 cent/m³. Se observa además como los costes en los módulos evaporador y cristizador disminuyen; además el conjunto global de Ósmosis Inversa + Sol Brine ve reducido el coste total de producto por m³ hasta los 6 cent/m³.

Conclusiones finales

Tras realizar el análisis de la Planta, se pueden englobar una serie de conclusiones finales. En primer lugar, es evidente la necesidad de controlar los vertidos de Salmuera al medioambiente. Numerosas tecnologías existentes, requieren de mayor atención para ser implantadas en las plantas Desalinizadoras. Alcanzar la Descarga de Líquido Cero, permitiría reducir notablemente el impacto medioambiental generado por las Plantas Desalinizadoras (aumentos de salinidad, destrucción de ecosistemas, etc.) Asimismo, el uso de Energías Renovables es causante directo de la reducción de emisiones de CO₂, al no intervenir en los procesos, combustibles fósiles.

Sin embargo, como se ha comprobado y se comentó anteriormente, para obtener un tratamiento eficiente, sería conveniente aumentar el tamaño de las plantas de tratamiento. En este caso, recordemos que la Planta Sol-Brine, trabajaba con un

pequeño porcentaje de la salmuera rechazada en la Planta de Ósmosis. (caudal de rechazo de 1222 m³/d).

El propósito de aumentar el tamaño de dichas Plantas de tratamiento de salmueras es repercutir a nivel Exergético. Esto es, un aumento en el tamaño y capacidad de las mismas influye en el caudal manejado, lo cual permitiría obtener mayores valores Exergéticos en cada una de las corrientes de los componentes, y por tanto mejorar los valores de eficiencias exergéticas, tanto a nivel de componente, como a nivel global.

Si bien es cierto, que, pese a lo comentado con anterioridad, sería interesante tener en cuenta estos métodos de tratamiento de vertidos, ya que, por un lado, reducirían emisiones, y, por otro lado, permitirían reducir el impacto medioambiental. En futuros trabajos se podrá analizar en detalle estos procesos, pues suponen campos con amplios márgenes de mejora; pese a demostrar que son tecnologías reales y con aplicabilidad, es cierto que es necesario mejorar aspectos técnicos que logren los incrementos de eficiencia deseados, así como una reducción de costes y consumos energéticos.

ANEXO 1:

Calculo de la Viabilidad económica y posibles beneficios por la producción de sal y agua potable.

NOTA: Las siguientes evaluaciones, se han tenido en cuenta bajo las directrices aportadas por el estudio realizado por la Universidad de Atenas, NTUA (NTUA 2013), es por ello por lo que, este análisis no es un análisis estricto y detallado de la Viabilidad Económica, sino una primera aproximación, de los posibles beneficios que se pueden obtener.

Según los cálculos del apartado termodinámico (Capítulo 4), del balance total se obtuvo una producción diaria de sal aproximada de:

$$Sal = 30 \frac{kg}{d}$$

Que anualmente se traducen en

$$Sal = 10950 \frac{kg}{año} = 10.9 \text{ toneladas de } \frac{sal}{año}$$

Asimismo, la producción de agua, teniendo en cuenta la capacidad de los componentes (admisión de 500 kg/d de salmuera):

$$Agua = 470 \frac{kg}{d} = 171550 \frac{kg}{año} = 171.55 \frac{m^3}{año}$$

Tal como expone en el artículo de NTUA ((NTUA 2013), para hacer un pequeño estudio de la viabilidad económica, se deberían tener en cuenta los costes de amortización (calculados en el Capítulo 4, sección 4.3). También se puede establecer como hipótesis, el beneficio obtenido por cada tonelada de Sal (10€ por tonelada, acorde al estudio de NTUA (NTUA 2013). De este modo, el beneficio por la producción de sal se estimaría

$$Ganancias \text{ por producción de sal} = 10.9 \text{ toneladas} * \frac{10€}{ton} = 109 € \text{ anuales}$$

Así pues, en una primera aproximación, se podría estimar el coste unitario de producto como:

$$\frac{\text{Amortización del equipamiento} + \text{gastos de operación} - \text{Ganancias por la producción de sal}}{\text{Agua Fresca producida anualmente}}$$

Si analizamos la formulación anterior ((NTUA 2013) para el caso estudiado, y empleando los valores obtenidos en el apartado del cálculo económico (sección 4.3):

$$\frac{44908€ - 109 €}{171.55 m^3} = \frac{261€}{m^3}$$

Este análisis solo es una hipótesis inicial, en la cual se debería tener en cuenta factores más detallados.

Sin embargo, y a raíz de este valor se puede proponer mejoras para la viabilidad económica. Entre ellas supondría aumentar la producción diaria de la Planta Sol-Brine

En este contexto, y realizando hipótesis mantener los costes de inversión fijos, se podría obtener lo siguiente, si la producción fuese 10 veces mayor:

$$Sal = 3000 \frac{kg}{d} = 1090 \frac{ton}{año}$$

$$Agua = 47000 \frac{kg}{d} = 17155000 \frac{kg}{año} = 17155 \frac{m^3}{año}$$

$$Ganancias \text{ por producción de sal} = 1090 \text{ toneladas} * \frac{10€}{ton} = 10900 € \text{ anuales}$$

$$\frac{\text{Amortización del equipamiento} + \text{gastos de operación} - \text{Ganancias por la producción de sal}}{\text{Agua Fresca producida anualmente}}$$

$$\frac{44908 - 10900}{17155} = \frac{1.98 €}{m^3}$$

A la vista de los resultados, cabe resaltar, que, un incremento en la producción de 1000%, conseguiría reducir los costes y mejorar la viabilidad económica del proyecto. Para ello sería necesario implantar una Planta con la Capacidad suficiente para conseguir estas producciones, y alcanzar los beneficios deseados. Sin embargo, estos cálculos sólo son estimaciones iniciales para obtener una idea de la viabilidad económica; y demostrar que, aunque la Planta Sol-Brine sea un medio para el tratamiento de Salmueras de las Plantas Desalinizadoras (y todos los beneficios que ello conlleva), es posible obtener un beneficio gracias a la obtención de un producto final (Sal y Agua).

ANEXO 2: CÓDIGO MATLAB PARA PROPIEDADES DEL AGUA DE MAR

```
%.....CALCULOS DE PROPIEDADES DEL AGUA DE MAR EN SOL BRINE.....%
%-----%
%.....CALCULATIONS OF THE PROPERTIES OF SEAWATER IN SOL BRINE.....%

%.....OSMOSIS INVERSA.....%
%.....REVERSE OSMOSIS.....%

%PUNTO 1 ENTRADA OSMOSIS INVERSA.....%

%variables%
T1=25;
T0=25;
S1=0.033;
S0=0.033;
P1=527e4;
P0=101.3e3;
rho1 = SW_Density(25, 'C', 33, 'ppt', 5.27, 'MPa');

%entalpias%
hsw1=(SW_Enthalpy(T1, 'C', S1, 'w', P1, 'Pa'))*0.001;
hsw0=(SW_Enthalpy(T0, 'C', S1, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
%energia interna%
usw1=(SW_IntEnergy(T1, 'C', S1, 'w', P1, 'Pa'))*0.001;
usw0=(SW_IntEnergy(T0, 'C', S1, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
%entropia%
ssw1=(SW_Entropy(T1, 'C', S1, 'w', P1, 'Pa'))*0.001;
ssw0=(SW_Entropy(T0, 'C', S1, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
%potencial quimico%
muw1=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S1, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
mus1=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S1, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
mus0=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S0, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
muw0=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S0, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
%volumen especifico%
v=(SW_Volume(T1, 'C', S1, 'w', P1, 'Pa'))*0.001;
%exergias%
ch_ex1=(S1*(mus1-mus0)+(1-S1)*(muw1-muw0))
ph_ex1=((hsw1-hsw0)-(T0+273)*(ssw1-ssw0))
tot_ex1=ph_ex1+ch_ex1

%PUNTO 2 AGUA PRODUCTO%
%PRODUCT WATER.....%
T2=25;
T0=25;
S2=0.0001;
S0=0.033;
P2=101.3e3;
P0=101.3e3;
rho2 = XSteam('rhoL_T', 25);

hsw2=(SW_Enthalpy(T2, 'C', S2, 'w', P2, 'Pa'))*0.001;
hsw0=(SW_Enthalpy(T0, 'C', S2, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
usw2=(SW_IntEnergy(T2, 'C', S2, 'w', P2, 'Pa'))*0.001;
usw0=(SW_IntEnergy(T0, 'C', S2, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
ssw2=(SW_Entropy(T2, 'C', S2, 'w', P2, 'Pa'))*0.001;
ssw0=(SW_Entropy(T0, 'C', S2, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
muw2=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S2, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
mus2=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S2, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
mus0=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S0, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
muw0=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S0, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
```



```

v=(SW_Volume(T2,'C',S2,'w',P2,'Pa'))*0.001;

ch_ex2=(S2*(mus2-mus0)+(1-S2)*(muw2-muw0))
ph_ex2=((hsw2-hsw0)-(T0+273)*(ssw2-ssw0))

tot_ex2=ph_ex2+ch_ex2 %exergia total sumando fisica mas quimica%

%PUNTO 3 SALMUERA (BRINE)..... %
T3=25;
T0=25;
S3=0.06;
S0=0.033;
P3=517e4;
P0=101.3e3;
rho3 = SW_Density(25,'C',60,'ppt',5.17,'MPa');

hsw3=(SW_Enthalpy(T3,'C',S3,'w',P3,'Pa'))*0.001
hsw0=(SW_Enthalpy(T0,'C',S3,'w',P0,'Pa'))*0.001
usw3=(SW_IntEnergy(T3,'C',S3,'w',P3,'Pa'))*0.001;
usw0=(SW_IntEnergy(T0,'C',S3,'w',P0,'Pa'))*0.001;
ssw3=(SW_Entropy(T3,'C',S3,'w',P3,'Pa'))*0.001;
ssw0=(SW_Entropy(T0,'C',S3,'w',P0,'Pa'))*0.001;
muw3=(SW_ChemPot_w(T0,'C',S3,'w',P0,'Pa'))*0.001;
mus3=(SW_ChemPot_s(T0,'C',S3,'w',P0,'Pa'))*0.001;
mus0=(SW_ChemPot_s(T0,'C',S0,'w',P0,'Pa'))*0.001;
muw0=(SW_ChemPot_w(T0,'C',S0,'w',P0,'Pa'))*0.001;
v=(SW_Volume(T3,'C',S3,'w',P3,'Pa'))*0.001;

ch_ex3=(S3*(mus3-mus0)+(1-S3)*(muw3-muw0))
ph_ex3=((hsw3-hsw0)-(T0+273)*(ssw3-ssw0))

tot_ex3=ph_ex3+ch_ex3 %exergia total sumando fisica mas quimica%

%PUNTO 3' SALMUERA (BRINE) Entrada
Evaporador..... %
T3p=25;
T0=25;
S3p=0.06;
S0=0.033;
P3p=0.18;
P0=101.3e3;
rho3p = SW_Density(25,'C',60,'ppt',P3p,'bar');

hsw3p=(SW_Enthalpy(T3,'C',S3p,'w',P3p,'bar'))*0.001
hsw0=(SW_Enthalpy(T0,'C',S3p,'w',P0,'Pa'))*0.001
usw3p=(SW_IntEnergy(T3p,'C',S3p,'w',P3p,'bar'))*0.001;
usw0=(SW_IntEnergy(T0,'C',S3p,'w',P0,'Pa'))*0.001;
ssw3p=(SW_Entropy(T3,'C',S3p,'w',P3p,'bar'))*0.001;
ssw0=(SW_Entropy(T0,'C',S3p,'w',P0,'Pa'))*0.001;
muw3p=(SW_ChemPot_w(T0,'C',S3p,'w',P0,'Pa'))*0.001;
mus3p=(SW_ChemPot_s(T0,'C',S3p,'w',P0,'Pa'))*0.001;
mus0=(SW_ChemPot_s(T0,'C',S0,'w',P0,'Pa'))*0.001;
muw0=(SW_ChemPot_w(T0,'C',S0,'w',P0,'Pa'))*0.001;
v=(SW_Volume(T3p,'C',S3p,'w',P3p,'bar'))*0.001;
ch_ex3p=(S3p*(mus3p-mus0)+(1-S3p)*(muw3p-muw0))
ph_ex3p=((hsw3p-hsw0)-(T0+273)*(ssw3p-ssw0))

tot_ex3p=ph_ex3p+ch_ex3p %exergia total sumando fisica mas quimica%

%-----%
%-----%
%-----%
%-----%
%.....EVAPORADOR.....%

%PUNTO 4 AGUA evaporada%

```

```

T4=49.5;
T0=25;
P4=0.11;
P0=1.013;
rho4=XSteam('rhoV_T',49.5);

hw4=XSteam ('hV_T',T4)

hw0=XSteam ('hV_T',T0)

ssw4=XSteam ('sV_T',T4)
ssw0=XSteam ('sV_T',T0)
ph_ex4=(hw4-hw0)-(25+273)*(ssw4-ssw0)
ch_ex4=0;

tot_ex4=ph_ex4 %exergia total sumando fisica mas quimica%

%PUNTO 5 SALMUERA (BRINE)mas concentrada %
T5=49.5;
T0=25;
S5=0.12;
S0=0.033;
P5=11e3;
P0=101.3e3;
rho5 = SW_Density(49.5, 'C',120,'ppt',0.5,'MPa');

hsw5=(SW_Enthalpy(T5, 'C', S5, 'w', P5, 'Pa'))*0.001
hsw0=(SW_Enthalpy(T0, 'C', S5, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
usw5=(SW_IntEnergy(T5, 'C', S5, 'w', P5, 'Pa'))*0.001;
usw0=(SW_IntEnergy(T0, 'C', S5, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
ssw5=(SW_Entropy(T5, 'C', S5, 'w', P5, 'Pa'))*0.001;
ssw0=(SW_Entropy(T0, 'C', S5, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
muw5=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S5, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
mus5=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S5, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
mus0=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S0, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
muw0=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S0, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
v=(SW_Volume(T5, 'C', S5, 'w', P5, 'Pa'))*0.001;

ch_ex5=(S5*(mus5-mus0)+(1-S5)*(muw5-muw0))
ph_ex5=((hsw5-hsw0)-(T0+273)*(ssw5-ssw0))

tot_ex5=ph_ex5+ch_ex5 %exergia total sumando fisica mas quimica%

%-----%
%.....CRISTALIZADOR.....%

%PUNTO 6 AGUA evaporada%
T6 = 32.5;
T0 = 25;
P6 = 0.05;
P0 = 1.013;
rho6=XSteam('rhoV_T',32.5);

hw6=XSteam ('hV_T',T6)
hw0=XSteam ('hV_T',T0)
ssw6=XSteam ('sV_T',T6)
ssw0=XSteam ('sV_T',T0)

ph_ex6=((hw6-hw0)-(25+273)*(ssw6-ssw0))
ch_ex6=0;

tot_ex6=ph_ex6 %exergia total sumando fisica mas quimica%

%PUNTO 7 SALMUERA (BRINE)mas concentrada %
T7=32.5;
T0=25;
S7=0.212;

```

```

S0=0.033;
P7=5e3;
P0=101.3e3;
rho7 = SW_Density(32.5, 'C', 212, 'ppt', 0.5, 'MPa');

hsw7=(SW_Enthalpy(T7, 'C', S7, 'w', P7, 'Pa'))*0.001
hsw0=(SW_Enthalpy(T0, 'C', S7, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
usw7=(SW_IntEnergy(T7, 'C', S7, 'w', P7, 'Pa'))*0.001;
usw0=(SW_IntEnergy(T0, 'C', S7, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
ssw7=(SW_Entropy(T7, 'C', S7, 'w', P7, 'Pa'))*0.001
ssw0=(SW_Entropy(T0, 'C', S7, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
muw7=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S7, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
mus7=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S7, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
mus0=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S0, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
muw0=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S0, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
v=(SW_Volume(T7, 'C', S7, 'w', P7, 'Pa'))*0.001;

ch_ex7=(S7*(mus7-mus0)+(1-S7)*(muw7-muw0))
ph_ex7=((hsw7-hsw0)-(T0+273)*(ssw7-ssw0))

tot_ex7=ph_ex7+ch_ex7 %exergia total sumando fisica mas quimica%

%.....SECADOR.....%
%.....%

%PUNTO 8 Agua %
T8=25;
T0=25;
S8=0.1;
S0=0.033;
P8=101.3e3;
P0=101.3e3;
rho8=XSteam('rhoL_T', T8)
hw8=XSteam('hL_T', T8)
hw0=XSteam('hL_T', T0)
ssw8=XSteam('sL_T', T8)
ssw0=XSteam('sL_T', T0)
muw8=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S8, '%', P0, 'Pa'))*0.001
mus8=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S8, '%', P0, 'Pa'))*0.001
ch_ex8=(muw8-muw0)
ph_ex8=((hw8-hw0)-(25+273)*(ssw8-ssw0))
tot_ex8=ph_ex8+ch_ex8

%PUNTO 9 SAL %

T9=25;
T0=25;
S9=1;
S0=0.033;
P9=101.3e3;
P0=101.3e3;
rho9 = SW_Density(30, 'C', 100, '%', 1, 'bar')

hsw9=(SW_Enthalpy(T9, 'C', S9, '%', P9, 'Pa'))*0.001
hsw0=(SW_Enthalpy(T0, 'C', S9, '%', P0, 'Pa'))*0.001;
usw9=(SW_IntEnergy(T9, 'C', S9, '%', P9, 'Pa'))*0.001;
usw0=(SW_IntEnergy(T0, 'C', S9, '%', P0, 'Pa'))*0.001;
ssw9=(SW_Entropy(T9, 'C', S9, '%', P9, 'Pa'))*0.001
ssw0=(SW_Entropy(T0, 'C', S9, '%', P0, 'Pa'))*0.001;
muw9=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S9, '%', P0, 'Pa'))*0.001;
mus9=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S9, '%', P0, 'Pa'))*0.001;
mus0=(SW_ChemPot_s(T0, 'C', S0, '%', P0, 'Pa'))*0.001;
muw0=(SW_ChemPot_w(T0, 'C', S0, 'w', P0, 'Pa'))*0.001;
v=(SW_Volume(T9, 'C', S9, '%', P9, 'Pa'))*0.001;

ch_ex9=(S9*(mus9-mus0)+(1-S9)*(muw9-muw0))
ph_ex9=((hsw9-hsw0)-(T0+273)*(ssw9-ssw0))

```

```

tot_ex9=ph_ex9+ch_ex9 %exergia total sumando fisica mas quimica%

%entalpia antes de la bomba de circulacion%

T0prima=25;
T0=25;
S1=0.033;
S0prima=0.033;
P0prima=506e4;
P0=101.3e3;

h0prima=(SW_Enthalpy(25,'C',0.033,'w',50.6,'bar'))*0.001
rho0prima = SW_Density(25,'C',0.033,'w',50.6,'bar')
%entalpias%
hsw0prima=(SW_Enthalpy(T0prima,'C',S0prima,'w',P0prima,'Pa'))*0.001
hsw0=(SW_Enthalpy(T0,'C',S0prima,'w',P0,'Pa'))*0.001;
%energia interna%
usw0prima=(SW_IntEnergy(T0prima,'C',S0prima,'w',P0prima,'Pa'))*0.001;
usw0=(SW_IntEnergy(T0,'C',S0prima,'w',P0,'Pa'))*0.001;
%entropia%
ssw0prima=(SW_Entropy(T0prima,'C',S0prima,'w',P0prima,'Pa'))*0.001;
ssw0=(SW_Entropy(T0,'C',S0prima,'w',P0,'Pa'))*0.001;
%potencial quimico%
muw0prima=(SW_ChemPot_w(T0,'C',S0prima,'w',P0,'Pa'))*0.001;
mus0prima=(SW_ChemPot_s(T0,'C',S0prima,'w',P0,'Pa'))*0.001;
mus0=(SW_ChemPot_s(T0,'C',S0,'w',P0,'Pa'))*0.001;
muw0=(SW_ChemPot_w(T0,'C',S0,'w',P0,'Pa'))*0.001;
%volumen especifico%
v=(SW_Volume(T0prima,'C',S0prima,'w',P0prima,'Pa'))*0.001;
%exergias%
ch_ex0prima=(S0prima*(mus0prima-mus0)+(1-S0prima)*(muw0prima-muw0))
ph_ex0prima=((hsw0prima-hsw0)-(T0+273)*(ssw0prima-ssw0))
tot_ex0prima=ph_ex0prima+ch_ex0prima

calorespecifico=(SW_SpcHeat(25,'C',21.2,'% ',0.1,'Mpa'))/1000

%-----TABLA-----%
%-----%
%tabla de valores con entalpias y entropias%
Punto ={'1';'2';'3';'3prima';'4';'5';'6';'7';'8';'9'}
Presion=[P1;P2;P3;P3p;P4;P5;P6;P7;P8;P9];
Temperatura=[T1;T2;T3;T3p;T4;T5;T6;T7;T8;T9];
Entalpia =[hsw1;hsw2;hsw3;hsw3p;hw4;hsw5;hw6;hsw7;hw8;hsw9];
Entropia =[ssw1;ssw2;ssw3;ssw3p;ssw4;ssw5;ssw6;ssw7;ssw8;ssw9];
Densidad =[rho1;rho2;rho3;rho3p;rho4;rho5;rho6;rho7;rho8;rho9];
ExergiaFis=[ph_ex1;ph_ex2;ph_ex3;ph_ex3p;ph_ex4;ph_ex5;ph_ex6;ph_ex7;ph_ex8;ph_ex9];
ExergiaQuim=[ch_ex1;ch_ex2;ch_ex3;ch_ex3p;ch_ex4;ch_ex5;ch_ex6;ch_ex7;ch_ex8;ch_ex9];
FlowExergy=[tot_ex1;tot_ex2;tot_ex3;tot_ex3p;tot_ex4;tot_ex5;tot_ex6;tot_ex7;tot_ex8;tot_ex9]
T=table(Punto,Temperatura,Entalpia,Entropia,Densidad,ExergiaFis,ExergiaQuim,FlowExergy)
%.....CALCULOS DE LAS EFICIENCIAS EXERGÉTICAS.....%
m1=0.0256 % (m3/s) %
m2=0.0115
m3=0.01414
%calculamos la potencia de la bomba de alta presion y la booster%
power=(1022*m2*(104.68-100.06))/0.85 +(1022*m3*(104.68-104.49))/0.75

producto=(ch_ex2*m2*rho2)+(ch_ex3*m3*rho3)-(ch_ex1*m1*rho1)
fuel= (ph_ex1*m1*rho1)-(ph_ex2*m2*rho2)-(ph_ex3*m3*rho3)

eff= producto / ( fuel )

```

BIBLIOGRAFÍA

- "A Detailed Study of Desalination Exergy Models and Their Application to a Semiconductor Ultra-Pure Water Plant By Lorna Fitzsimons B. Eng. A Thesis Submitted in Fulfilment of the Requirements for the Degree of Doctor of Philosophy (PhD) Supervisors Dr." 2011, no. May.
- Al-Karaghoul, Ali, and Lawrence L. Kazmerski. 2013. "Energy Consumption and Water Production Cost of Conventional and Renewable-Energy-Powered Desalination Processes." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 24: 343–56. doi:10.1016/j.rser.2012.12.064.
- Alarc, Diego. 2010. "INCORPORACIÓN DE LA ENERGÍA SOLAR EN LAS TECNOLOGÍAS DEL AGUA : DESALACIÓN SOLAR PARA LA PROVISIÓN DE AGUA EN ZONAS REMOTAS INCORPORATION OF SOLAR ENERGY IN WATER TECHNOLOGIES : SOLAR DESALINATION FOR THE" 20 (1).
- Alkhudhiri, Abdullah, Naif Darwish, and Nidal Hilal. 2012. "Membrane Distillation: A Comprehensive Review." *Desalination* 287. Elsevier B.V.: 2–18. doi:10.1016/j.desal.2011.08.027.
- Ambientales, Y. 2011. *Agua Y*.
- Ax, C E, E E Cy, Arch Jx, C E Ax, E E Cy, Arch Jx, C E Ax, et al. 2015. "Prepared by," no. December: 2015.
- Aybar, Hikmet S. 2002. "Analysis of a Mechanical Vapor Compression Desalination System." *Desalination* 142 (2): 181–86. doi:10.1016/S0011-9164(01)00437-4.
- Bennett, Anthony. 2013. "50th Anniversary: Desalination: 50 Years of Progress." *Filtration + Separation* 50 (3). Elsevier Ltd: 32–39. doi:10.1016/S0015-1882(13)70128-9.
- Blanco-Marigorta, A.M., A. Lozano-Medina, and J.D. Marcos. 2017. "The Exergetic Efficiency as a Performance Evaluation Tool in Reverse Osmosis Desalination Plants in Operation." *Desalination* 413. Elsevier B.V.: 19–28. doi:10.1016/j.desal.2017.03.007.
- Blanco-Marigorta, Ana M., Marco Masi, and Giampaolo Manfrida. 2014. "Exergo-Environmental Analysis of a Reverse Osmosis Desalination Plant in Gran Canaria." *Energy* 76. Elsevier Ltd: 223–32. doi:10.1016/j.energy.2014.06.048.
- Center, German Aerospace. 2005. "Concentrating Solar Power for Seawater Desalination." *Desalination*. doi:10.1016/j.desal.2007.01.030.
- Cerci, Yunus. 2002. "Exergy Analysis of a Reverse Osmosis Desalination Plant in California." *Desalination* 142 (3): 257–66. doi:10.1016/S0011-9164(02)00207-2.
- Coverston, Static, O F Electrical, Energy From, Form To, Another To, Suit Specific, and T O Be. n.d. "Chapter 1. Introduction," 1–3. doi:10.1016/B978-0-444-50810-2.50003-8.
- Culligan, S A. 2012. "Technical Report on the Construction and Installation of the Innovative Solar-Driven Pilot Brine Treatment System Engineering , Construction and Installation of the Innovative , the Desalination Plant of Tinos Prepared by NTUA Athens , October 2012," no. October.
- Culligan, Tinos, and Ntua. 2010. "Treatment and Disposal Practices Literature Review on Brine Treatment Methods , Brine and Internationally . Evaluation of Existing Methods on Brine Prepared by," no. June 2012: 86.

- Delgado, Agustín. 2006. *Diseño Preliminar de Un Sistema de Desalación Por Ósmosis Inversa Mediante Energía Solar Térmica*.
- Desalinización, L A, and D E L Agua. 2008. "La Desalinización Del Agua."
- Dijk, Van. n.d. "CHAPTER 7.pdf." *The Culture of Connectivity*.
- Doctoral, Tesis. 2004. "José Andrés Martínez."
- Einav, Rachel, Kobi Harussi, and Dan Perry. 2003. "The Footprint of the Desalination Processes on the Environment." *Desalination* 152 (1–3): 141–54. doi:10.1016/S0011-9164(02)01057-3.
- El-Dessouky, Hisham T., Hisham M. Ettouney, Hisham T. El-Dessouky, and Hisham M. Ettouney. 2002. "Chapter 6 – Multi-Stage Flash Desalination." *Fundamentals of Salt Water Desalination*, 271–407. doi:10.1016/B978-044450810-2/50008-7.
- El-Dessouky, Hisham T, and Hisham M Ettouney. 2002. "Chapter 4 - Multiple Effect Evaporation." *Fundamentals of Salt Water Desalination*, 147–208. doi:http://0-dx.doi.org.fama.us.es/10.1016/B978-044450810-2/50006-3.
- El-Emam, Rami Salah, and Ibrahim Dincer. 2014. "Thermodynamic and Thermoeconomic Analyses of Seawater Reverse Osmosis Desalination Plant with Energy Recovery." *Energy* 64. Elsevier Ltd: 154–63. doi:10.1016/j.energy.2013.11.037.
- EPRI. 1997. "Renewable Energy Technology Characterizations. Report TR-109496.," no. December 1997: 283. <http://www.nrel.gov/docs/gen/fy98/24496.pdf>.
- Estevan, A, and M García. 2007. "El Consumo de Energía En La Desalación de Agua de Mar Por Ósmosis Inversa : Situación Actual Y Perspectivas." *Ingeniería Civil* 148: 113–21.
- Fitzsimons, Lorna, Brian Corcoran, Paul Young, and Greg Foley. 2015. "Exergy Analysis of Water Purification and Desalination: A Study of Exergy Model Approaches." *Desalination* 359. Elsevier B.V.: 212–24. doi:10.1016/j.desal.2014.12.033.
- Fritzmann, C., J. Löwenberg, T. Wintgens, and T. Melin. 2007. "State-of-the-Art of Reverse Osmosis Desalination." *Desalination* 216 (1–3): 1–76. doi:10.1016/j.desal.2006.12.009.
- García-Rodríguez, Lourdes. 2002. "Seawater Desalination Driven by Renewable Energies: A Review." *Desalination* 143 (2): 103–13. doi:10.1016/S0011-9164(02)00232-1.
- . 2003. "Renewable Energy Applications in Desalination: State of the Art." *Solar Energy* 75 (5): 381–93. doi:10.1016/j.solener.2003.08.005.
- Ghaffour, Noredine, Sabine Lattemann, Thomas Missimer, Kim Choon Ng, Shahnawaz Sinha, and Gary Amy. 2014. "Renewable Energy-Driven Innovative Energy-Efficient Desalination Technologies." *Applied Energy* 136. Elsevier Ltd: 1155–65. doi:10.1016/j.apenergy.2014.03.033.
- Greenpeace. 2009. "Energía Solar Térmica de Concentración." *Iscoro82*, 88. http://www.aperca.org/temppdf/concentracion_2009.pdf.
- Gude, Veera Gnaneswar. 2016. "Desalination and Sustainability - An Appraisal and Current Perspective." *Water Research* 89. Elsevier Ltd: 87–106. doi:10.1016/j.watres.2015.11.012.
- Gude, Veera Gnaneswar, Nagamany Nirmalakhandan, and Shuguang Deng. 2010. "Renewable and Sustainable Approaches for Desalination." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14 (9). Elsevier Ltd: 2641–54.

- doi:10.1016/j.rser.2010.06.008.
- Hamed, O.A., A.M. Zamamiri, S. Aly, and N. Lior. 1996. "Thermal Performance and Exergy Analysis of a Thermal Vapor Compression Desalination System." *Energy Conversion and Management* 37 (4): 379–87. doi:10.1016/0196-8904(95)00194-8.
- Henthorne, Lisa, and Buddy Boysen. 2015. "State-of-the-Art of Reverse Osmosis Desalination Pretreatment." *Desalination* 356. Elsevier B.V.: 129–39. doi:10.1016/j.desal.2014.10.039.
- House, Allen, The Listons, and Liston Road. 2015. "Desalination for Water Supply" 44 (February 2006): 1–52.
- Ingenieros, Ecoagua. 2009. "Desalación Mediante Evaporación Instantánea Multietapa." *Ecoagua Ingenieros*, no. 34: 1–7. http://www.ecoagua.com/files/technical-articles/art_tec_msf1.pdf.
- Khawaji, Akili D., Ibrahim K. Kutubkhanah, and Jong Mihn Wie. 2008. "Advances in Seawater Desalination Technologies." *Desalination* 221 (1–3): 47–69. doi:10.1016/j.desal.2007.01.067.
- Lazzaretto, Andrea, and George Tsatsaronis. 2006. "SPECO: A Systematic and General Methodology for Calculating Efficiencies and Costs in Thermal Systems." *Energy* 31 (8–9): 1257–89. doi:10.1016/j.energy.2005.03.011.
- Ma, José, Montes Villalón, and Enrique Querol Aragón. 2009. Jose Montes. *Termoeconomía Y Optimización Energética*. Pag 177.
- Mabrouk, Abdunasser A., A. S. Nafey, and H. E S Fath. 2007. "Thermoeconomic Analysis of Some Existing Desalination Processes." *Desalination* 205 (1–3): 354–73. doi:10.1016/j.desal.2006.02.059.
- Manju, S., and Netramani Sagar. 2017. "Renewable Energy Integrated Desalination: A Sustainable Solution to Overcome Future Fresh-Water Scarcity in India." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 73 (January 2016). Elsevier Ltd: 594–609. doi:10.1016/j.rser.2017.01.164.
- Maria, Sánchez, Antonio Gonzáles, Manuel García, and José Zarzo. 2009. "Guía de Desalación: Aspectos Técnicos Y Sanitarios En La Producción De Agua de Consumo Humano." *Ministerio De Sanidad Y Política Social*, 206.
- Melrose, J., R. Perroy, and S. Careas. 2015. "World Population Prospects." *United Nations* 1 (6042): 587–92. doi:10.1017/CBO9781107415324.004.
- Moya, EZ. 1997. "Desalinización Del Agua Del Mar Mediante Energías Renovables." *Actas Del I Y II Seminario Del Agua*, 199–226. <http://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/566687.pdf>.
- Nayar, Kishor G., Mostafa H. Sharqawy, Leonardo D. Banchik, and John H. Lienhard. 2016. "Thermophysical Properties of Seawater: A Review and New Correlations That Include Pressure Dependence." *Desalination* 390: 1–24. doi:10.1016/j.desal.2016.02.024.
- Ng, Kim Choon, Kyaw Thu, Youngdeuk Kim, Anutosh Chakraborty, and Gary Amy. 2013. "Adsorption Desalination: An Emerging Low-Cost Thermal Desalination Method." *Desalination* 308. Elsevier B.V.: 161–79. doi:10.1016/j.desal.2012.07.030.
- NTUA. 2013. "Technical Report on the Overall Evaluation of the Prototype Brine Treatment System Action 5 Overall Evaluation of the Pilot System 'S Environmental and Economic Performance / LCA Analysis - Suggestions for Full- Scale Implementation of the Solardriven Br,'" no. December 2013.

- OMS. 2015. "La Meta Mundial de Los ODM Relativa Al Agua Potable (Que El 88% de La Población Tuviera Acceso a Fuentes Mejoradas Para 2015) Se Alcanzó Y Superó En 2010. 1.," 4.
- Organización Mundial de la Salud OMS. 2003. "Cambio Climático Y Salud Humana - Riesgos Y Respuestas: Resumen," 37. doi:10.4067/S0049-34492000000200005.
- Papapetrou, Michael, Marcel Wieghaus, and Charlotte Biercamp. 2010. "Roadmap for the Development of Desalination Powered by Renewable Energy." *ProDes Project*.
- Peñate, Baltasar, and Lourdes García-Rodríguez. 2012. "Current Trends and Future Prospects in the Design of Seawater Reverse Osmosis Desalination Technology." *Desalination* 284. Elsevier B.V.: 1–8. doi:10.1016/j.desal.2011.09.010.
- Peñate, Baltasar, and L. García-Rodríguez Lourdes. 2011. "Energy Optimisation of Existing SWRO (Seawater Reverse Osmosis) Plants with ERT (Energy Recovery Turbines): Technical and Thermo-economic Assessment." *Energy* 36 (1). Elsevier Ltd: 613–26. doi:10.1016/j.energy.2010.09.056.
- Petrakopoulou, Fontina. 2010. "Comparative Evaluation of Power Plants with CO₂ Capture: Thermodynamic, Economic and Environmental Performance," 230.
- Qureshi, Bilal Ahmed, and Syed M. Zubair. 2016. "Energy-Exergy Analysis of Seawater Reverse Osmosis Plants." *Desalination* 385: 138–47. doi:10.1016/j.desal.2016.02.009.
- Ranjan, K R, and S C Kaushik. 2013. "Energy , Exergy and Thermo-Economic Analysis of Solar Distillation Systems : A Review." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 27. Elsevier: 709–23. doi:10.1016/j.rser.2013.07.025.
- Romero-ternero, Vicente, Lourdes García-rodríguez, and Carlos Gómez-camacho. 2005. "Thermo-economic Analysis of Wind Powered Seawater Reverse Osmosis Desalination in the Canary Islands" 186: 291–98. doi:10.1016/j.desal.2005.
- Romero-Ternero, Vicente, Lourdes García-Rodríguez, and Carlos Gómez-Camacho. 2005. "Thermo-economic Analysis of a Seawater Reverse Osmosis Plant." *Desalination* 181 (1–3): 43–59. doi:10.1016/j.desal.2005.02.012.
- Sadhwani, J. Jaime, Jose M. Veza, and Carmelo Santana. 2005. "Case Studies on Environmental Impact of Seawater Desalination." *Desalination* 185 (1–3): 1–8. doi:10.1016/j.desal.2005.02.072.
- Sharqawy, Mostafa H., John H. Lienhard V, and Syed M. Zubair. 2011. "On Exergy Calculations of Seawater with Applications in Desalination Systems." *International Journal of Thermal Sciences* 50 (2). Elsevier Masson SAS: 187–96. doi:10.1016/j.ijthermalsci.2010.09.013.
- Shenvi, Seema S., Arun M. Isloor, and A. F. Ismail. 2015. "A Review on RO Membrane Technology: Developments and Challenges." *Desalination* 368. Elsevier B.V.: 10–26. doi:10.1016/j.desal.2014.12.042.
- SOL-BRINE. 2010. "Report on the Evaluation of Desalination Systems Driven by Renewable Energy Sources : Focus on Solar Energy Systems Used in Different Desalination Applications Preparatory Actions Literature Review on the State-of-the-Art Technologies and on Industrially," no. June 2012.
- Spiegler, K. S., and Y. M. El-Sayed. 2001. "The Energetics of Desalination Processes." *Desalination* 134 (1–3): 109–28. doi:10.1016/S0011-9164(01)00121-7.
- Torres, M. 2005. "Desalación Y Planificación Hidrológica Hoy." *Revista Ingeniería Y Territorio, n.72: Desalación*, 8–16.

- Tsatsaronis, George, and Frank Czesla. 2002. "Thermoeconomics." *Encyclopedia of Physical Science and Technology*.
- Urrutia, Francisco. 2005. "Evolución Global de La Capacidad Instalada de Plantas Desaladoras."
- Villar García, Alberto Del. 2014. "El Coste Energético de La Desalinización En El Programa A.G.U.A." *Investigaciones Geográficas* 62: 101–12. doi:10.14198/INGEO2014.62.07.
- Who. 2007. "Lucha Contra Las Enfermedades Transmitidas Por El Agua En Los Hogares." *Cdrwww.Who.Int*, 36. http://www.who.int/household_water/advocacy/combating_disease_es.pdf.
- WHO. 2007. "Desalination for Safe Water Supply- Guidance for the Health and Environmental Aspects Applicable to Desalination." *Public Health and the Environment World Health Organization Geneva 2007 World Health*, 173.
- Working Groups I, II and III. 2014. *Climate Change 2014: Synthesis Report*. <http://www.ipcc.ch/report/ar5/syr/index.shtml>.
- World Health Organization (WHO). 2014. *Estadísticas 2014*.
- Xevgenos, D., K. Moustakas, D. Malamis, and M. Loizidou. 2014. "An Overview on Desalination & Sustainability: Renewable Energy-Driven Desalination and Brine Management." *Desalination and Water Treatment* 3994 (February 2015): 1–11. doi:10.1080/19443994.2014.984927.
- Zhou, Dong, Lijing Zhu, Yinyi Fu, Minghe Zhu, and Lixin Xue. 2015. "Development of Lower Cost Seawater Desalination Processes Using Nanofiltration Technologies - A Review." *Desalination* 376 (1219). Elsevier B.V.: 109–16. doi:10.1016/j.desal.2015.08.020.
- Zotalis, Konstantinos, Emmanuel G. Dialynas, Nikolaos Mamassis, and Andreas N. Angelakis. 2014. "Desalination Technologies: Hellenic Experience." *Water (Switzerland)* 6 (5): 1134–50. doi:10.3390/w6051134.